



TUGAS AKHIR - TM 145502

ANALISIS *EFFECTIVENESS* PADA REHEATER PLTU UNIT 3 PT. PJB UP GRESIK DENGAN VARIASI PEMBEBANAN

DEDY DWI RAHMADI
NRP 2112 030 048

Dosen Pembimbing
GIRI NUGROHO, ST, MSc
NIP. 19791029 201212 1 002

Program Studi Diploma III Teknik Mesin
Fakultas Teknologi Industri
Institut Teknologi Sepuluh Nopember
Surabaya 2015



TUGAS AKHIR - TM 145502

EFFECTIVENESS ANALYSIS OF REHEATER AT PLTU UNIT 3 PT. PJB UP GRESIK WITH VARIATION LOADS

DEDY DWI RAHMADI
NRP 2112 030 048

Counsellor Lecturer
GIRI NUGROHO, ST, MSc
NIP. 19791029 201212 1 002

Program Studi Diploma III Teknik Mesin
Faculty of Industrial Technology
Sepuluh Nopember Institute of Technology
Surabaya 2015

LEMBAR PENGESAHAN

ANALISIS *EFFECTIVENESS* PADA REHEATER DI PLTU UNIT 3 PT PJB UP GRESIK DENGAN VARIASI PEMBEBANAN

TUGAS AKHIR

Diajukan Untuk Memenuhi Salah Satu Syarat
Memperoleh Gelar Ahli Madya
Pada
Bidang Studi Konversi Energi
Program Studi Diploma III
Jurusan Teknik Mesin
Fakultas Teknologi Industri
Institut Teknologi Sepuluh Nopember
Surabaya

Oleh :

DEDY DWI RAHMADI
NRP. 2112 030 048

Menyetujui,
Dosen Pembimbing Tugas Akhir



Giri Nugroho, ST., M.Sc
NIP. 19791029 201212 1 002

SURABAYA
JULI 2015

ANALISIS *EFFECTIVENESS* PADA REHEATER PLTU UNIT 3 PT. PJB UP GRESIK DENGAN VARIASI PEMBEBANAN

Nama Mahasiswa : Dedy Dwi Rahmadi
NRP : 2112 030 048
Jurusan : D3 Teknik Mesin FTI-ITS
Dosen Pembimbing : Giri Nugroho, ST, MSc.

Abstrak

Dalam sistem PLTU boiler memiliki peranan vital, dikarenakan boiler diperlukan dalam proses konversi energi panas dari bahan bakar menjadi energi kinetik uap bertekanan dan bertemperatur. Pada boiler terjadi perpindahan panas dari gas hasil pembakaran ke air jenuh di ekonomiser yang selanjutnya dikonversi menjadi uap jenuh di steam drum, selanjutnya uap jenuh tersebut diubah menjadi uap panas lanjut di superheater. Uap dengan tekanan dan temperatur yang tinggi ini akan mendorong sudu-sudu turbin sehingga mengakibatkan poros turbin uap berputar, selanjutnya uap panas dipanaskan ulang di reheater. Mengetahui peran boiler yang penting bagi optimalkan pembangkit, maka perlu dilakukan analisis effectiveness pada reheater dengan beban 103,5 MW, 149,8 MW, dan 184,9 MW di boiler pada PLTU Unit 3. Dalam tugas akhir ini akan dilakukan perhitungan nilai efektivitas (ϵ) dengan menggunakan metode Number of Transfer Unit (NTU).

Data yang diambil dalam tugas akhir ini adalah data spesifikasi dan data kondisi aktual reheater pada satu dalam satu bulan. Sedangkan metode yang digunakan untuk menghitung laju perpindahan panas adalah Number of Transfer Unit. Dari hasil perhitungan data spesifikasi, diketahui bahwa efektivitas yang optimal adalah ketika pembebanan sebesar 103,5 MW dengan efektivitas 0,527.

Kata kunci : Boiler, Reheater, Efektivitas, NTU

KATA PENGANTAR

Segala puji dan syukur penulis panjatkan atas kehadiran Allah SWT yang telah melimpahkan karunia, rahmat dan hidayah-Nya sehingga penulis dapat menyelesaikan Tugas Akhir yang berjudul : **ANALISIS *EFFECTIVENESS* PADA REHEATER PLTU UNIT 3 PT. PJB UP GRESIK DENGAN VARIASI PEMBEBANAN.**

Penyelesaian Tugas Akhir ini merupakan syarat kelulusan akademis dan memperoleh gelar Ahli Madya dalam menempuh pendidikan Bidang Studi Konversi Energi di Program Studi D3 Teknik Mesin Kelas Reguler, Fakultas Teknologi Industri, Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya.

Terlaksananya dan tersusunnya tugas akhir ini tidak terlepas dari dukungan, bantuan dan kerjasama yang baik dari semua pihak yang secara langsung maupun tidak langsung terlibat di dalam Tugas Akhir ini. Oleh Karena itu pada kesempatan ini, penulis menyampaikan terima kasih yang sebesar-besarnya kepada :

1. Bapak Giri Nugroho, ST, MSc selaku Dosen Pembimbing yang telah memberikan ilmu, bimbingan, dan bantuan sehingga penulis mampu mengerjakan dan menyelesaikan Tugas Akhir ini. Serta yang telah memberikan gambaran, motivasi dan bantuan dalam menempuh perkuliahan di Program Studi D3 Teknik Mesin FTI-ITS.
2. Bapak Ir. Suhariyanto, MT selaku Ketua Program Studi D3 Teknik Mesin FTI-ITS.
3. Tim dosen penguji (Bapak Ir. Denny Maartyoza Eko Soedjono, MT , Bapak Ir. Joko Sarsetiyanto, MT dan Dr. Ir. Heru Mirmanto, MT) yang telah bersedia meluangkan waktu, tenaga dan pikiran dalam rangka perbaikan tugas akhir.
4. Ibu Liza Rusdiyana, ST, MT selaku koordinator tugas akhir Program Studi D3 Teknik Mesin FTI-ITS.
5. Mas Awang, Mas Rahman, Bapak Ali, Bapak Kurniawan dan seluruh karyawan dan staff operasi PLTU Unit 3 PT. PJB UP

Gresik.

6. Bapak/Ibu dosen dan seluruh karyawan Program Studi D3 Teknik Mesin FTI-ITS yang telah banyak membimbing dan membantu selama perkuliahan.
7. Untuk Alm. Ayah tercinta, Mama dan Mas Sandy. Terimakasih atas dukungan dan doanya selama ini.
8. *To my dream, thanks for the support and inspiration.*
9. Untuk teman-teman D3 Teknik Mesin ITS 2012, Warga D3MITS. Terimakasih atas kebersamaan dan kerjasamanya selama ini, semoga bermanfaat dan sukses untuk kita semua.
10. Serta berbagai pihak yang belum tertulis, tetapi sangat berarti dalam penyelesaian tugas akhir ini.

Semoga segala keikhlasan dan kebaikan yang telah diberikan mendapatkan balasan yang terbaik dari Allah SWT. Tugas akhir ini masih jauh dari kesempurnaan, penulis berharap Tugas Akhir ini dapat terus dikembangkan dan disempurnakan lebih lanjut.

Surabaya, Juni 2015

Penulis

DAFTAR ISI

JUDUL	i
TITLE PAGE	ii
HALAMAN PENGESAHAN	iii
ABSTRAK	iv
ABSTRACT	vi
KATA PENGANTAR	viii
DAFTAR ISI	x
DAFTAR GAMBAR	xiii
DAFTAR TABEL	xiv
BAB I PENDAHULUAN	
1.1 Latar Belakang	1
1.2 Rumusan Masalah	2
1.3 Tujuan Penelitian	2
1.4 Manfaat Penelitian	2
1.5 Batasan Masalah	3
1.6 Metode Penulisan	3
1.7 Sistematika Penulisan	4
BAB II DASAR TEORI	
2.1 Definisi Boiler	7
2.2 Klasifikasi Boiler	
2.2.1 Fire Tube Boiler	8
2.2.2 Water Tube Boiler	9
2.3 Klasifikasi Boiler PLTU Unit 3 PT. PJB UP Gresik	11
2.4 Sistem Kerja dan Komponen Utama Boiler PLTU Unit 3 PT. PJB UP Gresik	13
2.4.1 Sistem Air Pengisi Boiler	13
2.4.1.1 Komponen Utama Sistem Air Pengisi Boiler	13
2.4.2 Sistem Uap Boiler	16
2.4.2.1 Komponen Utama Sistem Uap Boiler	16
2.4.3 Sistem Udara Pembakaran dan Gas Buang Boiler	18
2.4.3.1 Komponen Utama Sistem Udara Pembakaran dan	

Gas Buang Boiler	19
2.4.4 Sistem Bahan Bakar Boiler	20
2.4.4.1 Komponen Utama Sistem Bahan Bakar Boiler	20
2.5 Alat Bantu Boiler.....	21
2.6 Pembakaran Bahan Bakar	22
2.6.1 Dasar-Dasar Pembakaran.....	22
2.6.2 Reaksi Kimia Pembakaran.....	24
2.6.3 Kebutuhan Udara Bahan Bakar	25
2.6.4 Kebutuhan Udara Lebih (<i>excess air</i>)	26
2.7 Analisis Termodinamika	28
2.8 Perpindahan Panas.....	29
2.8.1 Persamaan Dasar Perpindahan Panas	29
2.8.2 Analisis Perpindahan Panas	29
2.8.2.1 Perpindahan Panas Akibat Aliran Fluida diluar Pipa	30
2.8.2.2 Perpindahan Panas Akibat Aliran Fluida Didalam Pipa	33
2.8.3 Overall Heat Transfer	34
2.8.4 The Effectiveness Number of Transfer Unit (NTU).....	35

BAB III METODOLOGI

3.1 Diagram Alir Pengerjaan Tugas Akhir	39
3.2 Penjelasan Diagram Alir Pengerjaan Tugas Akhir	40
3.2.1 Tahap Identifikasi	40
3.2.2 Tahap Pengumpulan Data	40
3.2.3 Tahap Pemberian kesimpulan dan Saran	41
3.3 Diagram Alir Perhitungan	42

BAB IV PERHITUNGAN DAN PEMBAHASAN

4.1 Data Boiler PLTU Unit 3 PT. PJB UP Gresik	45
4.1.1 Komposisi kimia Bahan Bakar Boiler PLTU Unit 3 PT. PJB UP Gresik	45
4.1.2 Analisa Kondisi Gas Buang pada Boiler PLTU Unit 3 PT. PJB UP Gresik	46
4.1.3 Data Pendukung untuk Perhitungan Perpindahan	

Panas pada Reheater PLTU Unit 3 PT. PJB UP Gresik.....	47
4.2 Analisa Proses Pembakaran Bahan Bakar Natural Gas di Boiler PLTU Unit 3 PT. PJB UP Gresik	48
4.2.1 Perhitungan Kebutuhan Udara Pembakaran Boiler PLTU Unit 3 PT. PJB UP Gresik	48
4.2.2 Flue Gas Hasil Pembakaran	52
4.3 Perhitungan <i>Effectiveness</i> pada Boiler PLTU Unit 3	54
4.3.1 Perhitungan Koefisien Perpindahan Panas di Dalam Pipa (h_i).....	54
4.3.2 Perhitungan Koefisien Perpindahan Panas di dalam Pipa (h_o).....	56
4.3.3 Perhitungan <i>Overall Heat Transfer Coefficient</i> (UA)	62
4.3.4 Perhitungan Nilai <i>Number of Transfer</i> Unit (NTU)	63
4.3.5 Perhitungan Nilai Effectiveness (ϵ)	64
4.4 Analisa Hasil Perhitungan	65

BAB V PENUTUP

5.1 Kesimpulan.....	66
5.2 Saran	66

DAFTAR PUSTAKA

LAMPIRAN

BIOGRAFI PENULIS

DAFTAR TABEL

Tabel 2.1 Konstanta Persamaan <i>Zhukauskas</i>	31
Tabel 2.2 Perumusan <i>Effectiveness Heat Exchanger</i>	37
Tabel 4.1 Spesifikasi <i>Size Reheater Tube</i> PLTU Unit 3	45
Tabel 4.2 Spesifikasi <i>Design Reheater</i> PLTU Unit 3.....	45
Tabel 4.3 Data Analisis Bahan Bakar Boiler PLTU Unit 3 ...	46
Tabel 4.4 Analisis Gas Buang pada <i>Economizer</i> Unit 3	47
Tabel 4.5 Analisis Gas Buang pada <i>Air Heater</i> Unit 3	47
Tabel 4.6 Data Uap pada <i>Reheater</i> Boiler PLTU Unit 3	47
Tabel 4.7 Data Flue Gas pada <i>Reheater</i> Boiler PLTU Unit 3	48
Tabel 4.8 Berat Atom dan Berat Molekul Unsur Dalam <i>Natural Gas</i>	48
Tabel 4.9 <i>Properties Flue Gas</i>	56
Tabel 4.10 Pr pada Temperatur <i>Surface</i>	60
Tabel 4.11 Hasil <i>Effectiveness</i> pada <i>Reheater</i> dengan variasi Pembebanan	64

DAFTAR GAMBAR

Gambar 2.1 <i>Fire Tube Boiler</i>	8
Gambar 2.2 <i>Water Tube Boiler</i>	9
Gambar 2.3 Boiler Unit 3 PT.PJB UP Gresik	11
Gambar 2.4 Pipa – Pipa <i>Economizer</i> pada Boiler Unit 3 PT. PJB UP Gresik	13
Gambar 2.5 <i>Steam Drum</i> pada Boiler Unit 3 PT. PJB UP Gresik	14
Gambar 2.6 <i>Superheater Tube</i> pada Boiler Unit 3 PT. PJB UP Gresik	17
Gambar 2.7 <i>Reheater Tube</i> pada Boiler Unit 3 PT. PJB UP Gresik	18
Gambar 2.8 Sistem Udara Pembakaran dan <i>Flue Gas</i> Pada Boiler Unit 3 PT. PJB UP Gresik.....	18
Gambar 2.9 Segitiga Pembakaran	22
Gambar 2.10 Siklus Rankine.....	29
Gambar 2.11 Aliran fluida melintasi (a) <i>Aligned tube</i> <i>banks</i> dan (b) <i>Staggered tube banks</i>	30
Gambar 4.1 Perpindahan Panas yang Terjadi pada <i>Reheater Tube</i>	59
Gambar 4.2 Grafik <i>effectiveness</i> terhadap variasi pembebanan	65

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Kebutuhan listrik yang meningkat seiring dengan pertumbuhan jumlah penduduk khususnya di Indonesia kebutuhan akan listrik bertambah, maka Indonesia sebagai negara berkembang berusaha untuk menyediakan energi listrik yang mudah dijangkau bagi semua kalangan masyarakat yaitu dengan cara membangun instalasi pembangkit sendiri maupun kerjasama dengan pembangkit luar. Dalam sistem pembangkitan energi listrik tentunya kita sering mendengar tentang adanya boiler. Boiler merupakan mesin yang memiliki peranan sangat vital di suatu unit pembangkitan, karena boiler merupakan peralatan utama yang diperlukan dalam proses konversi energi panas dari bahan bakar menjadi energi kinetik uap yang bertekanan dan bertemperatur tertentu. Energi kinetik uap ini digunakan untuk menggerakkan *steam turbine* yang satu poros dengan *generator* sehingga menghasilkan energi listrik.

Boiler pada PLTU Unit 3 PT. PJB UP Gresik, yang merupakan peralatan utama dalam memproduksi uap sebagai sumber tenaga untuk proses pembangkitan energi listrik di unit pembangkitan tersebut. Parameter unjuk kerja boiler seperti efisiensi tentunya akan menurun seiring dengan berjalannya waktu yang diakibatkan karena pengaruh *lifetime* dari mesin, pengaruh pengoperasian dan pemeliharaan boiler. Adanya degradasi pada unjuk kerja boiler tentunya sangat merugikan misalnya dalam hal pemeliharaan, boiler yang mengalami penurunan unjuk kerja tentunya memerlukan biaya pemeliharaan yang tidak sedikit karena digunakan untuk reparasi dan penggantian komponen agar boiler tersebut dapat kembali ke performa terbaiknya. Selain itu jika ditinjau dari sisi operasional, boiler yang mengalami penurunan unjuk kerja tentunya juga akan dikompensir dengan kinerja yang lebih berat pada peralatan-peralatan pendukung sistem kerja boiler.

Oleh karena itu, pada tugas akhir ini penulis akan melakukan analisis unjuk kerja reheater boiler unit 3 dengan

melakukan perhitungan *effectiveness* pada reheater boiler unit 3 menggunakan metode *Number of Transfer Units* (NTU) saat kondisi operasi sekarang dengan variasi pembebanan. Sehingga dengan metode *Number of Transfer Units* (NTU) ini dapat diketahui *effectiveness* boiler pada variasi pembebanan serta dapat diketahui *effectiveness* terhadap komponen boiler.

1.2 Rumusan Masalah

Dalam penyusunan tugas akhir ini, rumusan masalah yang diangkat adalah :

1. Bagaimana *effectiveness* yang dihasilkan reheater dari masing-masing variasi pembebanan ?
2. Berapa nilai *effectiveness* terhadap reheater dari masing-masing variasi pembebanan ?

1.3 Tujuan Penelitian

Dengan mengacu pada latar belakang dan permasalahan diatas maka tujuan dari penulisan tugas akhir ini adalah :

1. Mengetahui perbandingan *effectiveness* yang dihasilkan reheater dari variasi pembebanan.
2. Mengetahui hasil nilai *effectiveness* terhadap reheater dari masing-masing variasi pembebanan.

1.4 Manfaat Penelitian

Adapun manfaat yang diberikan dari penelitian tugas akhir yang dilaksanakan di PT. PJB UP Gresik adalah sebagai berikut:

- a. Studi analisa proses perpindahan panas pada instalasi reheater boiler di PJB UP Gresik, sebagai masukan untuk optimalisasi pembangkit di kemudian hari.
- b. Perhitungan yang diperoleh dari proses perpindahan panas tersebut adalah hasil dari data-data yang sudah tertera pada boiler.
- c. Aplikasi ilmu pengetahuan yang didapat dari perkuliahan dalam kenyataannya di lapangan khususnya instalasi pembangkit listrik.
- d. Mengetahui kinerja masing-masing peralatan yang

digunakan pada instalasi boiler.

1.5 Batasan Masalah

Agar permasalahan yang dibahas tidak terlalu meluas dan tepat pada sasaran, maka pada analisa tugas akhir ini penulis memberikan batasan masalah sebagai berikut:

1. Boiler yang akan dianalisa unjuk kerjanya adalah boiler IHI-FW SR single drum tipe pemanas ulang dan sirkulasi alami dengan sistem pembakaran gas pada PLTU Unit 3 PT. PJB UP Gresik.
2. Pengambilan data dilakukan pada PLTU Unit 3 PT. PJB UP Gresik, pada data operasi sekarang untuk boiler.
3. Unjuk kerja boiler yang dianalisa adalah *effectiveness*, dengan perhitungan *effectiveness* metode *Number of Transfer Units* (NTU).
4. Membandingkan hasil perhitungan *effectiveness* boiler pada kondisi sekarang dengan variasi pembebanan.
5. Pembebanan pada 50%, 75% dan 100%.
6. *Heat loss* diabaikan, pemakaian *fin* dalam perhitungan diabaikan.
7. Pendinginan menggunakan udara dan perpindahan panas secara radiasi diabaikan.

1.6 Metode Penulisan

Metode penulisan analisis *effectiveness* reheater pada boiler PLTU Unit 3 PT. PJB UP Gresik antara lain:

1. Studi Literatur
Untuk menambah wawasan perlu studi literatur dengan mempelajari buku-buku tentang boiler, perpindahan panas atau karya ilmiah yang berhubungan dengan masalah dihadapi.
2. Konsultasi Dengan Dosen Pembimbing dan Mentor
Dalam penulisan tugas akhir ini perlu mengadakan konsultasi/responsi dengan dosen pembimbing.
3. Observasi Data
Melakukan observasi data-data melalui media

internet dan dari hasil pengamatan langsung di PLTU Unit 3 PT. PJB UP Gresik.

4. Analisa Data

Menghitung *effectiveness* dengan menggunakan buku-buku pedoman serta standart acuan yang berlaku untuk perhitungan *effectiveness* reheater dengan variasi pembebanan.

5. Membuat Kesimpulan

Setelah menyelesaikan laporan tugas akhir, maka dapat diambil kesimpulan mengenai hasil dari analisa tersebut.

1.7 Sistematika Penulisan

Laporan Tugas Akhir ini terdiri dari 5 bab, berdasarkan penulisan-penulisan tertentu, yang nantinya diharapkan agar pembaca lebih mudah dalam memahaminya. Sistematika penulisannya adalah sebagai berikutnya:

1. BAB I PENDAHULUAN

Pada bab ini berisikan tentang Latar Beakang, Perumusan Masalah, Tujuan Penelitian, Manfaat penelitian, Batasan Masalah, Metode Penulisan dan Sistematika Penulisan.

2. BAB II DASAR TEORI

Pada bab ini berisikan tentang teori yang mendasari penyusunan laporan tugas akhir secara umum yang berhubungan dengan boiler dan sistem kerjanya, alat bantu pada boiler, siklus rankine, *effectiveness* pada reheater.

3. BAB III METODOLOGI

Pada bab ini berisikan tentang tahapan dalam pengerjaan tugas akhir dan tahapan dalam melakukan perhitungan-perhitungan yang dibutuhkan untuk mendapatkan *effectiveness* reheater.

4. BAB IV PERHITUNGAN DAN PEMBAHASAN

Pada bab ini berisikan tentang perhitungan

effectiveness reheater pada operasi sekarang dengan variasi pembebanan, pembahasan *effectiveness* reheater dan analisa *effectiveness* reheater pada variasi pembebanan.

5. BAB V PENUTUP

Pada bab ini berisikan tentang kesimpulan dari penyusunan tugas akhir dan saran untuk PT.PJB UP Gresik serta untuk penelitian selanjutnya.

(Halaman Ini Sengaja Dikosongkan)

BAB II

DASAR TEORI

2.1 Definisi Boiler

Boiler adalah mesin konversi energi yang merupakan suatu kombinasi antara sistem-sistem dan peralatan yang digunakan untuk mengkonversi energi kimia yang terkandung dalam bahan bakar menjadi energi termal melalui proses pembakaran pada *furnace*. Energi termal yang dihasilkan kemudian dipindahkan ke fluida kerja yaitu *air/feedwater* untuk memproduksi uap yang dapat digunakan untuk berbagai keperluan. Pemanfaatan boiler pada dunia industri umumnya digunakan untuk mensuplai uap ke sebuah unit *generator* turbin uap sehingga dapat menghasilkan energi listrik. Selain banyak digunakan pada unit pembangkitan termal khususnya PLTU, boiler juga banyak digunakan pada pabrik-pabrik gula dan kelapa sawit sebagai penyedia uap untuk berbagai proses, seperti: penggerak turbin uap untuk keperluan operasional di pabrik tersebut, *cleaning*, atomisasi minyak, pemanasan/pengeringan bahan baku, penguapan.

Terdapat tiga proses pemindahan panas dalam boiler, yaitu radiasi di ruang bakar, konveksi di ruang Air Heater, dan kombinasi radiasi dan konveksi di Superheater dan Reheater. Pemanasan awal dalam boiler terdapat pada *Low Pressure* (LP) – *High Pressure* (HP) Heater, Deaerator, dan Economizer yang memiliki tujuan efisiensi, yaitu air yang berasal dari kondensor (*hotwel*) yang hanya bertemperatur $\pm 45^{\circ}\text{C}$ dinaikkan menjadi 264°C (mendekati titik penguapan). Hal ini dilakukan agar meringankan kerja boiler sehingga konsumsi bahan bakar yang diperlukan untuk menguapkan air pada drum boiler sangatlah sedikit.

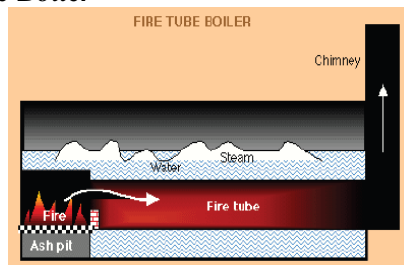
Selain itu, sistem kerja boiler terdiri dari sistem air umpan atau air pengisi boiler, sistem uap, sistem bahan bakar, sistem udara pembakaran, dan gas buang (UNEP, 2008). Sistem air umpan menyediakan air untuk boiler secara otomatis sesuai dengan kebutuhan *steam*. Sistem uap memiliki fungsi untuk mengumpulkan dan mengontrol produksi uap dalam boiler.

Sedangkan pada sistem bahan bakar yang merupakan semua peralatan digunakan dalam menyediakan bahan bakar untuk menghasilkan energi panas yang dibutuhkan. Contohnya, *coal handling system* pada boiler berbahan bakar batu bara, *oil handling system* pada boiler berbahan bakar minyak, dan *natural gas system* pada boiler berbahan bakar *natural gas*. Tidak hanya itu, sistem udara pembakaran dan gas buang merupakan semua peralatan yang digunakan dalam menyediakan udara sebagai suplai pembakaran serta membuang dan mengontrol gas hasil pembakaran ke atmosfer.

2.2 Klasifikasi Boiler

Berdasarkan daerah yang mengalami pemanasan, boiler dibedakan menjadi dua yaitu :

2.2.1 *Fire Tube Boiler*



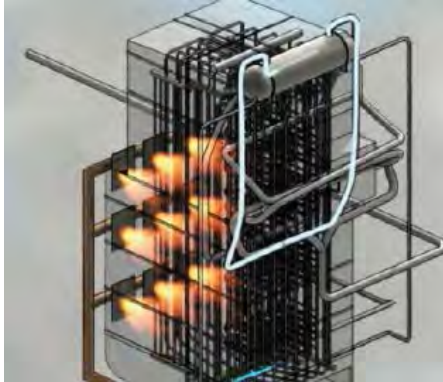
Gambar 2.1 *Fire Tube Boiler*

(sumber : *Boiler dan Pemanas Fluida Termis*, 2008)

Pada *fire tube boiler* gas panas hasil pembakaran mengalir melalui pipa-pipa yang dibagian luarnya diselubungi air sehingga terjadi perpindahan panas dari gas panas ke air dan air berubah menjadi *steam* yang relatif kecil dengan tekanan *steam* rendah sampai sedang. *Fire tube boiler* kompetitif untuk kapasitas *steam* sampai 12.000kg/jam dengan tekanan sampai 18 kg/cm² (UNEP, 2008) . Boiler jenis ini banyak digunakan di pabrik-pabrik gula karena tidak memerlukan tekanan uap yang tinggi. *Fire tube boiler* dapat menggunakan bahan bakar minyak bakar, gas atau bahan bakar padat dalam operasinya.

2.2.2 Water Tube Boiler

Pada boiler jenis ini, air berada didalam pipa sedangkan gas panas berada diluar pipa. Ketel pipa air dapat beroperasi dengan tekanan sangat tinggi (lebih dari 100 Bar). Ketel uap pipa air dapat bekerja optimal apabila sistem-sistem pendukungnya dapat beroperasi secara optimal pula serta sirkulasi air dan uap di dalam ketel juga berlangsung dengan baik. Boiler yang biasa digunakan pada instalasi pembangkitan tenaga listrik adalah jenis *water tube*.



Gambar 2.2 Water Tube Boiler
(sumber : PJB Power Plant Academy, 2012)

Berdasarkan sumber panasnya boiler dibedakan menjadi dua, yaitu:

1. Conventional Boiler

Pada boiler konvensional sumber energi panas didapatkan dari hasil pembakaran bahan bakar, baik bahan bakar padat, cair maupun gas. Jenis-jenis boiler konvensional yang umumnya digunakan pada pembangkit listrik, antara lain:

- *Stocker Fired Boiler*
Boiler jenis *stocker*, pembakaran bahan bakarnya (batubara) ditempatkan diatas rantai seperti rantai tank yang bergerak di sepanjang tungku sehingga batubara terbakar.
- *PC (Pulverize Combustion) Boiler*
Boiler jenis ini pembakaran bahan bakarnya menggunakan

batubara yang telah dihaluskan terlebih dahulu dengan menggunakan mesin *mill/pulverizer*, kemudian serbuk batubara (*pulverized coal*) disemprotkan ke ruang bakar sehingga mengapung dan terbakar di tengah-tengah ruang bakar.

2. *Heat Recovery Steam Generator*

HRSG atau yang juga disebut boiler limbah panas/*waste heatboiler*, memanfaatkan panas sisa dari proses lain. Seperti halnya HRSG pada instalasi PLTGU yang memanfaatkan energi °Cpanas) dari gas buang turbin gas (dengan temperatur diatas 500 untuk menguapkan *feedwater* yang mengalir pada pipa-pipa HRSG. Uap yang dihasilkan digunakan untuk memutar turbin yang satu poros dengan generator sehingga menghasilkan energi listrik yang dipararelkan dengan jaringan interkoneksi.(Giuma et al, 2010)

Berdasarkan sirkulasi airnya, boiler dibedakan menjadi dua yaitu:

1. *Sirkulasi Alami*

Boiler tipe sirkulasi alami merupakan boiler yang sirkulasi aliran airnya terjadi secara alamiah tanpa menggunakan pompa sirkulasi, yaitu dengan memanfaatkan perbedaan densitas antara sisi *downcomer* dengan sisi *waterwall tube*.

2. *Sirkulasi Paksa*

Pada boiler tipe sirkulasi paksa, sebuah pompa digunakan untuk mengatur flow rate dan perbedaan tekanan saat sirkulasi.

Berdasarkan dinding penyangganya boiler dibedakan menjadi dua yaitu :

1. *Bottom Supported*

Boiler yang menggunakan sandarandinding dibawah atau terletak di tanah.

2. *Top Supported*

Boiler yang menggunakan sandaran dindingatap atau menggantung.

2.3 Klasifikasi Boiler PLTU Unit 3 PT PJB UP Gresik



Gambar 2.3 Boiler Unit 3 PT. PJB UP Gresik
(sumber : Foto Pribadi)

Pada awal (tahun 1988) boiler pada PLTU unit 1, 2, 3 dan 4 di desain untuk bahan bakar minyak. Pada tahun 1994 boiler dimodifikasi menjadi pembakaran bahan bakar gas (*gas firing*) maupun kombinasi keduanya, *RO* dan *NG* (*dual firing*). Berikut merupakan spesifikasi boiler PLTU Unit 4 PT. PJB UP Gresik.

Type	: IHI-FW SR Single Drum Natural Circulation Reheat Type
Evaporation	: 643000 kg/h (at MCR)
Reheat steam flow	: 523000 kg/h (at MCR)
Design pressure	:
Boiler, superheater	199 kg/cm ²
Reheater	40 kg/cm ²
Steam conditions	: (Press. x Temp. at MCR)
Superheater outlet	174,1 kg/cm ² x 541 °C
Reheater outlet	31,9 kg/cm ² x 541 °C
Reheater inlet	32,9 kg/cm ² x 316 °C
Feedwater temperature	: 277,9 °C (Economizer inlet) (at MCR)
Fuel : Main	: Residual oil, Natural gas
: Warm – up	: HSD oil
Tahun pembuatan	: 1987
Negara pembuat	: Tokyo – Japan
Produksi	: Ishikawajima – harima,

Berdasarkan pada tujuan dan konstruksinya boiler PLTU Unit 3 PT. PJB UP Gresik, termasuk kategori *utility boiler* yaitu merupakan boiler yang didesain secara khusus untuk keperluan pembangkitan tenaga listrik dan disesuaikan dengan daya mampu unit pembangkitan tersebut. Hal ini dapat terlihat karena boiler PLTU Unit 3 PT. PJB UP Gresik memiliki spesifikasi antara lain:

- Boiler digunakan menggerakkan turbin untuk pembangkitan tenaga listrik
- Bisa menggunakan bahan bakar berupa minyak maupun gas
- Memiliki kapasitas uap sebesar 643000 kg/h
- Bertekanan desain *outlet superheater* 199 kg/cm², temperatur *outlet superheater* 541⁰C, dengan perakittannya dilakukan di PLTU UP Gresik dimana boiler tersebut akan digunakan.

Berdasarkan daerah yang mengalami pemanasan, boiler di PLTU Gresik Unit 3 termasuk tipe *water tube boiler*. Dimana terlihat jelas bahwa sirkulasi air pada boiler masuk melalui pipa *downcomer* dan *waterwall* serta panas hasil pembakaran dilewatkan melalui permukaan luar pipa tersebut.

Berdasarkan sumber panasnya boiler di PLTU Gresik Unit 3 termasuk tipe *conventional boiler* karena jenis boiler ini tidak memanfaatkan panas dari gas buang proses lain dan hanya menggunakan sumber panas dari pembakaran minyak residu atau gas alam saja.

Berdasarkan sirkulasi airnya boiler PLTU Gresik Unit 4 termasuk *natural circulation boiler*, karena sirkulasi airnya terjadi secara alamiah yaitu dengan memanfaatkan perbedaan densitas antara sisi *downcomer* dengan sisi *waterwall Tube*.

Berdasarkan dinding penyangganya boiler di PLTU Gresik Unit 3 termasuk *top supported boiler* karena menggunakan sandaran dinding atap atau menggantung.

2.4 Sistem Kerja dan Komponen Utama Boiler PLTU Unit 3 PT PJB UP Gresik

Sistem kerja boiler terdiri dari sistem air, sistem uap, sistem bahan bakar, sistem udara pembakaran, dan gas buang. Dimana dalam setiap sistem kerja, terdapat komponen – komponen utama yang kinerjanya sangat berpengaruh terhadap unjuk kerja boiler tersebut.

2.4.1 Sirkulasi Air Pada Boiler

Boiler secara umum didesain untuk mengalirkan air dan atau uap air pada tube saat penyerapan panas. Agar boiler dapat menghasilkan uap air secara kontinyu, maka air harus bersirkulasi sepanjang tube. Ada dua cara yang biasa digunakan, yaitu sirkulasi alami (*natural/thermal circulation*) dan sirkulasi paksa (*forced circulation*).

2.4.1.1 Komponen Utama Boiler dalam Sirkulasi Air

1. *Economizer*

Economizer merupakan suatu alat yang berfungsi sebagai pemanas *condensate water* sebelum sampai ke drum. Letak *economizer* ada di dalam boiler bagian belakang atau sisi keluaran gas panas sehingga media pemanas *economizer* adalah gas panas bekas pembakaran. Konstruksi *economizer* berupa sekelompok pipa – pipa kecil yang disusun berlapis – lapis. Di bagian dalam pipa mengalir air pengisi yang dipompakan oleh *Boiler Feed Pump* (BFP) dan di bagian luar pipa mengalir gas panas hasil pembakaran yang terjadi di ruang bakar.



Gambar 2.4 Pipa – Pipa *Economizer* pada Boiler Unit 3 PT. PJB UP Gresik

(sumber : PT. PJB UP Gresik)

2. *Steam Drum*

Steam drum merupakan suatu alat yang digunakan untuk menampung air yang berasal dari *economizer* yang akan dipanaskan pada pipa – pipa penguap (*water tube*) dan menampung uap air dari pipa-pipa sebelum dialirkan ke *superheater*. *Steam Drum* ini berfungsi untuk memisahkan air dan uap dengan metode *siklus air natural*. Siklus dari metode ini yaitu air akan bersirkulasi akibat adanya perbedaan berat jenis dimana air yang temperaturnya lebih rendah akan turun. Sedangkan air yang memiliki temperatur lebih tinggi akan naik ke drum sambil melepaskan uapnya untuk dipisahkan antara uap dan airnya dengan menggunakan *separator*, *sevron*, dan *dryer*.

Tidak hanya itu, *steam drum* juga tidak luput dari fungsinya untuk mengatur kualitas air pada boiler dengan membuang kotoran yang terlalut ke dalam *Continous Blow Down* (CBD). Selain mengatur kualitas air, pada *steam drum* harus dijaga perbandingan antara air dengan uapnya. Jika level ketinggian air dibawah standar atau perbandingan air lebih kecil dari uapnya, maka akan terjadi *over heating* pada pipa boiler dan dapat mengakibatkan pipa – pipa di dalam boiler pecah. Sedangkan jika perbandingan air lebih besar dari uapnya maka dikhawatirkan uap yang dihasilkan dari boiler masih mengandung butir – butir air. Jika butir – butir air tersebut menabrak sudu – sudu turbin yang bergerak bersamaan dengan uap panas yang memiliki tekanan tinggi, maka sudu – sudu turbin bisaberlubang bahkan rusak.



Gambar 2.5 *Steam Drum* pada Boiler Unit 3 PT. PJB UP Gresik
(sumber : PT. PJB UP Gresik)

Pengaturan level di dalam *steam drum* dilakukan dengan mengatur besarnya pembukaan *Flow Control Valve*. Agar *steam drum* tetap terjaga keamanannya maka dipasangkan alarm untuk *high level* dan *low level* serta *trip* untuk *very low level* dan *very high level*. Dalam memonitor level air di dalam boiler dapat dilakukan dengan menggunakan peralatan *level gauge* atau *level indicator* yang terdapat di dekat *steam drum* (lokal), atau dengan cara *remote* (jarak jauh) di *control room* juga dicatat pada *level recorder*. Uap yang terkumpul di dalam *steam drum* akan mengalir ke arah puncak melewati *steam separator* dan *screen dryer* lalu keluar dari dalam drum dalam keadaan kering menuju *superheater* dan akhirnya ke turbin. Butir – butir air yang terpisah dari uap akan jatuh dan bersirkulasi kembali bersama air yang baru masuk (*feedwater*).

3. *Blow Down*

Blow down berfungsi untuk mengurangi kandungan zat dan impuritis air. Untuk mengetahui kandungan zat dan impuritis air dapat dilakukan pengambilan *sample* di tengah boiler dengan cara kontinyu atau terputus – putus. Menentukan volume *blow down* tergantung dari tingkat pencemaran, laju pencemaran, dan target konsentrasi yang dapat diperoleh dari perhitungan atau pembacaan grafik.

4. *Riser Tube (Tube Wall) dan Down Comer*

Di dalam *tube wall* atau *water wall tube* terdapat air yang bersirkulasi dari *steam drum* melalui *down comer* dan *low header*. Panas yang dihasilkan dari proses pembakaran di dalam *furnace* sebagian diberikan kepada air yang ada di dalam *wall tube* sehingga air berubah menjadi uap.

Sedangkan pada *down comer* merupakan pipa yang berukuran besar, menghubungkan bagian bawah *steam drum* dengan *lower header*. *Down comer* (pipa turun) tidak terkena panas secara langsung dari ruang bakar. Dan untuk menghindari

kerugian panas yang terbangun pada *down comer*, maka *down comer* diberi isolasi.

5. Header

Dari header air akan masuk ke *wall tube (riser)* untuk diubah menjadi uap dan kembali ke Boiler. *Header (low header)* merupakan tempat penampungan air yang berasal dari *down comer*.

2.4.2 Sistem Uap pada Boiler

2.4.2.1 Komponen Utama Sistem Uap Boiler

1. Superheater

Steam superheater merupakan alat yang digunakan untuk memanaskan lanjut uap saturasi sampai dihasilkan uap yang benar-benar kering (*steam superheat*). Maksud dibuatkannya uap kering adalah agar sudu – sudu tidak terkikis oleh butiran – butiran air (sudu turbin rusak).

Aliran sirkulasi uap yang terjadi adalah sebagai berikut :

- Uap jenuh dari *steam drum* dialirkan ke *primary superheater*.
- Uap yang dipanaskan ini selanjutnya mengalir ke *secondary superheater* yang terletak pada bagian gas sangat panas.
- Kemudian dari *secondary superheater*, uap mengalir ke turbin tekanan tinggi. Pada beberapa boiler untuk pemanas lanjutnya menggunakan *primary superheater*, *secondary superheater*, *final superheater*.



Gambar 2.6 *Superheater Tube* pada Boiler Unit 3 PT. PJB UP Gresik
(sumber : PT. PJB UP Gresik)

2. Reheater

Reheater merupakan suatu alat yang digunakan untuk memanaskan (menaikan) kembali temperatur uap *superheater* setelah melakukan kerja memutar sudu turbin sisi tekanan tinggi (*High Pressure Turbine*). Uap *superheater* yang bertekanan 166 kg/cm^2 dan bertemperatur 535°C ini, setelah memutar sudu turbin HP maka tekanannya hanya tinggal 31 kg/cm^2 dan temperaturnya 314°C . Uap bekas turbin HP tersebut telah kehilangan energi panasnya, untuk memperoleh energi panasnya kembali maka dilakukan perlakuan reheater sehingga uap tersebut memperoleh panasnya kembali (temperatur : 536°C dan tekanan : 31 kg/cm^2) untuk memutar sudu turbin IP yang kemudian diteruskan ke sudu turbin LP.

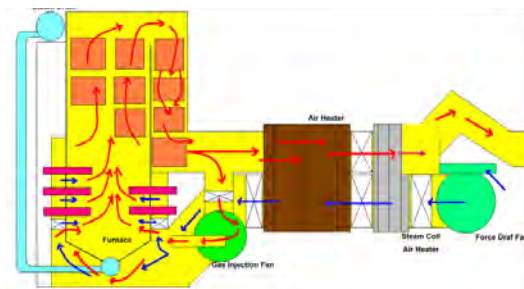
Uap *superheater* yang berasal dari turbin tekanan tinggi, kembali ke *steam generator* (boiler), untuk mendapatkan panas dalam *reheater*, kemudian setelah dipanaskan di *reheater*, uap tersebut mengalir ke turbin tekanan *intermediate*.



Gambar 2.7 *Reheater Tube* pada Boiler Unit 3 PT. PJB UP Gresik
(sumber : PT. PJB UP Gresik)

2.4.3 Sistem Udara Pembakaran dan Gas Buang Boiler

Pada boiler PLTU PT. PJB UP Gresik menggunakan bahan bakar NG (*Natural Gas*) sebagai bahan bakar utama untuk proses pembakaran di *furnace*. Selain itu digunakan pula *residual oil* sebagai bahan bakar cadangan, digunakan saat *emergency* apabila terjadi gangguan teknis pada *line gas* atau pendistribusian NG pada UP Gresik.



Gambar 2.8 Sistem Udara Pembakaran dan *Flue Gas* pada Boiler Unit 3 PT. PJB UP Gresik
(sumber : PT. PJB UP Gresik)

Bahan bakar gas (NG) dipasok melalui pipa bawah laut yang berasal dari Sumur Gas Pagerungan dan Madura Utara yang kemudian bahan bakar tersebut langsung disalurkan melalui

pipa-pipa gas ke *burner*. Bahan bakar tersebut bereaksi dengan udara pembakaran di dalam *furnace* boiler yang disuplai dengan FDF kemudian dipanaskan terlebih dahulu ke SCAH lalu ke *Air Heater*. Setelah itu udara bereaksi dengan bahan bakar di dalam *furnace* serta nyala api *burner* sehingga terjadi proses pembakaran.

Pembakaran tersebut menghasilkan *flue gas* yang digunakan untuk memanaskan pipa – pipa *final superheater*, *secondary superheater*, *primary superheater*, dan *reheater*. Karena temperatur *flue gas* masih tinggi untuk peningkatan efisiensi, maka *flue gas* tersebut digunakan sebagai media pemanas fluida kerja pada *economizer* dan *air heater*. GIF (*Gas Injection Fan*) berfungsi menginjeksikan sebagian *flue gas* ke dalam udara pembakaran yang akan masuk ke *furnace*. Selanjutnya setelah melewati *air heater*, *flue gas* akan dibuang ke atmosfer melalui *stack*. Komponen utama dalam sistem udara pembakaran dan *flue gas* pada boiler antara lain : *Force Draft Fan* (FDF), *Steam Coil Air Heater* (SCAH), *Air Heater*, *Gas Injection Fan* (GIF).

2.4.3.1 Komponen Utama Sistem Udara Pembakaran dan Gas Buang Boiler

1. *Force Draft Fan*

Merupakan suatu peralatan yang digunakan untuk memasok atau mensuplai udara pembakaran yang akan digunakan untuk proses pembakaran pada ruang bakar (*furnace*).

2. *Steam Coil Air Heater*

Suatu peralatan yang digunakan untuk memanaskan udara pembakaran sebelum menuju atau masuk ke *air heater* dengan tujuan agar perbedaan nilai temperatur udara masuk *air heater* dengan elemen pemanas *air heater* tidak terlalu tinggi serta mencegah korosi pada sisi *cold end* akibat adanya pengendapan *sulphur*. Dalam hal ini dibatasi $\geq 115^{\circ}\text{C}$ (*dew point sulphur*). (Tim Air Heater PLTU Gresik, 2007:11)

3. *Air Heater*

Suatu peralatan *heat exchanger* yang digunakan untuk memanaskan udara pembakaran sebelum digunakan untuk proses pembakaran pada ruang bakar dengan memanfaatkan media pemanas dari gas bekas yang temperaturnya masih cukup panas.

4. *Windbox*

Merupakan suatu peralatan yang berfungsi sebagai pengumpul udara pembakaran sebelum didistribusikan ke *burner*. *Windbox* dilengkapi dengan damper untuk mengatur udarapembakaran yang akan masuk ke *burner*.

5. *Stack*

Merupakan peralatan terakhir yang dilewati oleh gas buang hasil pembakaran di boiler. Gas buang tersebut kemudian mengalir ke atmosfer.

2.4.4 Sistem Bahan Bakar Boiler

Pada PLTU PT. PJB UP Gresik, bahan bakar utama untuk boilernya adalah *natural gas* (NG) yang dipasok melalui pipa bawah laut yang berasal dari sumur gas Pagerungan (ARCO) dan dari Madura Utara (KODECO) serta juga disuplai dari 3 perusahaan lain yaitu MKS, PHE, PGN SAKA yang kemudian dijadikan satu. Bahan bakar tersebut kemudian langsung disalurkan ke *burner – burner* yang ada di *furnace* boiler melalui *line gas* / pipa-pipa penyalur NG. Pengendalian tekanan gas yang akan masuk ke *burner* diatur oleh PCV (*Pressure Control Valve*) dan pengukuran flow bahan bakar digunakan *flowmeter* dengan sensor elektronik tipe OVAL EL 4501 sehingga pembacaan flow bahan bakar dapat ditampilkan pada display yang ada di CCR PLTU.

2.4.4.1 Komponen Utama Sistem Bahan Bakar Boiler

1. *Pressure Control Valve*

Pressure control valve (PCV) merupakan sebuah *valve* yang berfungsi untuk mengendalikan tekanan bahan bakar yang akan masuk ke ruang bakar, sekaligus juga sebagai pengaman. Dalam mengendalikan tekanan bahan bakar, PCV bekerja berdasarkan indikator: beban yang dilayani oleh unit, temperatur

mainsteam, nyala api *burner* dan tekanan pada ruang bakar.

2. Ruang Bakar (*Furnace*)

Ruang bakar adalah bagian dari boiler yang berfungsi untuk tempat berlangsungnya proses pembakaran antara bahan bakar dan udara.

3. Igniter

Igniter adalah alat yang berfungsi sebagai penyalat awal/pemantik *Burner*. Dimana *igniter* ini menggunakan media bahan bakar HSD (minyak solar) dan proses pengabutannya menggunakan *service air* dari *service air compressor* dengan tekanan tertentu pula.

4. Burner

Burner merupakan alat pembakaran bahan bakar (*Natural Gas*, *HSD Oil*, *Residual Oil*) dan udara pembakaran di dalam ruang bakar boiler secara terus menerus dengan tekanan dan temperatur tertentu. *Burner* juga berfungsi sebagai pengabutan bahan bakar dengan cara menggunakan *steam atomizing* atau uap pengabut sehingga didapatkan atom – atom campuran bahan bakar yang mudah terbakar dan pembakaran dalam ruang bakar boiler berjalan dengan optimal.

2.5 Alat Bantu Boiler

1. Soot Blower

Sootblower merupakan peralatan yang berfungsi untuk membersihkan deposit/jelaga dengan menggunakan *steam*. Uap yang digunakan untuk pembersihan jelaga biasanya diambil langsung dari boiler, yaitu dari sisi keluar *primary superheater* atau dari sisi masuk *reheater*. Namun, uap dari boiler bantu (*auxiliary boiler*) pun juga dapat digunakan. (A. Cahyono, 2012)

2. Safety Valve

Safety valve berfungsi untuk melindungi dari bahaya tekanan berlebih pada uap boiler, melindungi perpipaan dan alat – alat proses dari kelebihan tekanan. *Safety valve* merupakan jenis katup yang mekanismenya secara otomatis melepaskan uap dari boiler, ketika tekanan atau temperaturnya melebihi batas yang telah ditetapkan.

3. Gas Injection Fan (GIF)

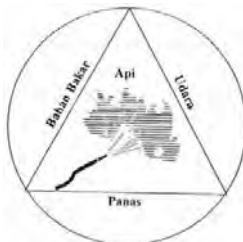
Peralatan yang digunakan untuk menginjeksikan gas panas kedalam udara bakar sehingga udara bakar dan gas panas tersebut bercampur. Adapun tujuan dari pencampuran ini adalah untuk meningkatkan efisiensi yakni dengan jalan mengambil sebagian gas panas yang akan keluar ke cerobong dan diinjeksikan kedalam udara bakar sehingga volume dan temperatur udara bakar tersebut akan bertambah.

4. *Flame Detector Cooling Fan*

Peralatan yang digunakan untuk mendinginkan alat – alat detector atau alat-alat sensor pembakaran, karena pada umumnya semua peralatan sensor yang ada pada boiler bekerja pada daerah yang bertemperatur tinggi, misalkan kamera yang digunakan untuk melihat bentuk nyala api *burner, flame detector* yang digunakan untuk mensensor adanya penyalan api dan lain-lainnya.

2.6 Pembakaran Bahan Bakar

Pembakaran adalah reaksi kimia yang terjadi antara material yang dapat terbakar dengan oksigen pada volume dan temperatur tertentu. Pembakaran akan terjadi bila ada 3 sumber yaitu: bahan bakar, oksigen dan sumber nyala/panas.



Gambar 2.9Segitiga Pembakaran
(Sumber: PLN Udiklat Suralaya, 2008)

2.6.1 Dasar – Dasar Pembakaran

Kecepatan pembakaran dan efisiensi pembakaran tergantung pada “tiga T” (PLN Udiklat Suralaya, 2008), yaitu:

- 1) Time

Setiap reaksi kimia memerlukan waktu tertentu untuk pembakaran, bahan bakar harus diusahakan tetap berada pada zona pembakaran di dalam ruang bakar pada waktu yang cukup agar seluruh bahan bakar dapat terbakar dengan sempurna.

2) Temperatur

Agar proses pembakaran suatu zat dapat terjadi, maka temperatur dari zat tersebut harus berada pada suatu hargatertentu yang cukup untuk memulai terjadinya reaksi pembakaran. Harga temperatur ini tergantung pada komposisi kimia dari masing-masing zat dan temperatur ini disebut sebagai “temperatur penyalaaan”. Karena itu temperatur ruang bakar boiler harus cukup tinggi guna menjamin campuran bahan bakar dan udara dapat mencapai temperatur penyalaaannya pada zona/daerah pembakaran.

3) Turbulensi

Oksigen didalam udara yang dialirkan ke ruang bakar ada kemungkinan dapat langsung mengalir ke cerobong tanpa kontak dengan bahan bakar. Hal semacam ini dapat dihindari dengancara memusarkan aliran udara. Turbulensi udara akan membentuk pencampuran yang baik antara udara dan bahan bakar sehingga akan diperoleh proses pembakaran yang sempurna.

Oleh karena itu faktor T tersebut harus selalu dijaga sebab:

- Bila temperatur ruang bakar lebih rendah dari temperatur penyalaaan campuran, maka campuran tidak akan terbakar dengan baik, bahkan dapat mematikan nyala api (*flame failure*)
- Bila hembusan yang terlalu kuat pada sisi masuk ruang bakar, turbulensi yang kurang baik, serta ukuran partikel bahan bakar yang terlalu besar maka akan menghasilkan

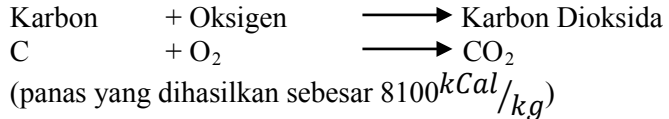
pembakaran yang kurang sempurna di dalam ruang bakar. Artinya, bahan bakar yang belum sempat terbakar di ruang bakar akan terbakar di luar zona pembakaran boiler. Komplikasi selanjutnya adalah bahwa campuran bahan bakar dan udara pada ruang bakar volumenya besar, sehingga dapat membentuk campuran kurus (*weak mixture*) yang akan meningkatkan terjadinya ledakan.

2.6.2 Reaksi Kimia Pembakaran

Dalam proses pembakaran, unsur – unsur dalam bahan bakar yang dapat membentuk reaksi pembakaran dengan oksigen adalah Carbon, Hidrogen dan Sulfur. Karena itu proses pembakaran bahan bakar tidak lain adalah terbentuknya reaksi pembakaran antara ketiga unsur tersebut dengan oksigen. Reaksi pembakaran untuk ketiga unsur tersebut adalah sebagai berikut :

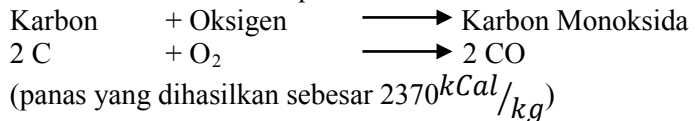
- Reaksi pembakaran Karbon

- Pembakaran karbon sempurna



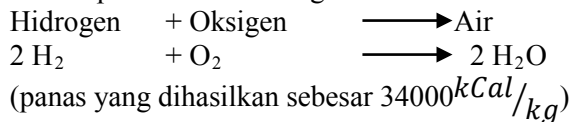
... .. (2.1)

- Pembakaran karbon sempurna



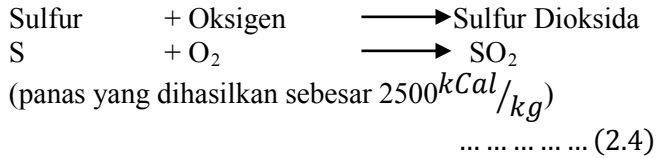
... .. (2.2)

- Reaksi pembakaran hidrogen



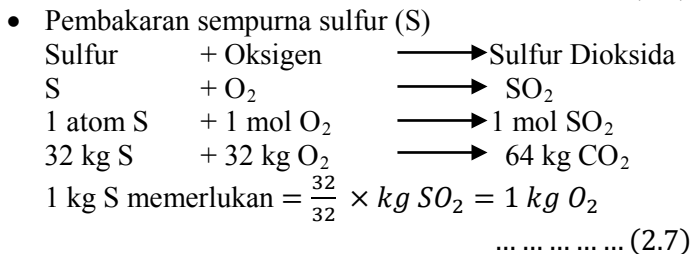
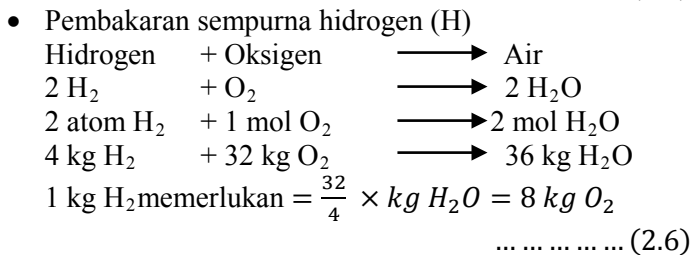
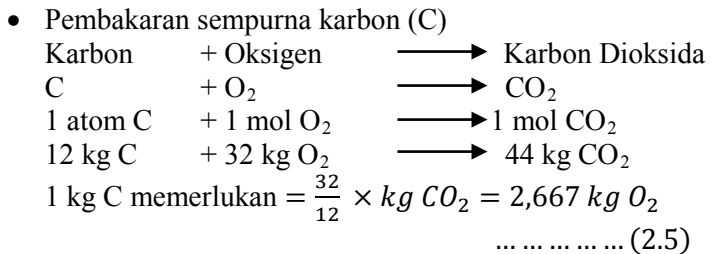
... .. (2.3)

- Reaksi pembakaran Sulfur



2.6.3 Kebutuhan Udara Bahan Bakar

Jika susunan bahan bakar diketahui, maka dapat dihitung jumlah kebutuhan udara pembakaran untuk pembakaran yang sempurna (Ir.M.J. Djokosetyardjo, 2003:71)



Kebutuhan O_2 teoritis adalah jumlah O_2 teoritis yang diperlukan oleh karbon, O_2 teoritis yang diperlukan oleh hidrogen dan O_2 teoritis yang diperlukan oleh sulfur.

$$O_{2 \text{ teoritis}} = (2,667 C + 8 H + S) \text{ kg} \dots \dots \dots (2.8)$$

Tetapi biasanya didalam bahan bakar juga terdapat sedikit oksigen dan dianggap akan bereaksi dengan hidrogen dalam bahan bakar tersebut. Karena itu hidrogen yang bereaksi dengan oksigen yang berasal dari udara akan berkurang sebanyak $\frac{O}{8}$, sehingga kebutuhan oksigen teoritis total menjadi:

$$O_{2 \text{ teoritis}} = \left[2,667 C + 8 \left(H - \frac{O}{8} \right) + S \right] \text{ kg} \dots \dots (2.9)$$

Karena 100 kg udara mengandung 23,2 kg O_2 , maka 1 kg oksigen dikandung dalam 4,31034 kg_{udara}, sehingga kebutuhan udara teoritis (TA) dapat dihitung dengan persamaan:

$$TA = \left[2,667 C + 8 \left(H - \frac{O}{8} \right) + S \right] \text{ kg} \dots \dots \dots (2.10)$$

dimana:

- C : % karbon per kg bahan bakar
- H : % hidrogen per kg bahan bakar
- O : % oksigen per kg bahan bakar
- S : % sulfur per kg bahan bakar

2.6.4 Kebutuhan Udara Lebih (*excess air*)

Dalam prakteknya, pembakaran sempurna dengan udara teoritis sangat sulit dicapai karena pada kenyataannya, disebabkan oleh beberapa faktor bahwa tidak semua oksigen dapat bertemu dan bereaksi dengan unsur – unsur dalam bahan bakar. Karena itu, untuk menjamin terlaksananya

proses pembakaran sempurna, maka diberikan sejumlah udara lebih (*excess air*).

Tetapi jika *excess air* terlalu tinggi maka akan membawa panas keluar cerobong dan jumlah udara harus merupakan kompromi antara bertujuan untuk menciptakan pembakaran sempurna serta usaha untuk mengurangi kerugian panas ke cerobong sekecil mungkin. Pemberian udara lebih, yakni dengan memasukkan lebih banyak udara kedalam ruang bakar akan mengurangi kerugian panas dalam hal kerugian karbon yang tidak terbakar. Tambahan oksigen akan bereaksi dengan karbon sehingga akan menurunkan kadar karbon dalam abu. Selain itu juga akan mengurangi kandungan CO dalam gas buang, sehingga mengurangi kerugian gas yang tidak terbakar. Jika udara lebih ditingkatkan lagi, kerugian pembakaran akan menurun tetapi keuntungan tersebut akan dikompensir oleh kenaikan daya fan serta peningkatan kehilangan panas karena gas buang (PLN Udiklat Suralaya, 2008:46). *Excess air* dapat diketahui dengan rumus:

$$\% EA = \frac{AA - TA}{TA} \times 100\% \dots \dots \dots (2.11)$$

atau jika kadar CO₂ dalam flue gas dapat terdeteksi, maka *excess air* dapat dihitung dengan persamaan:

$$\% EA = \left[\frac{\% CO_2 \text{ teoritis}}{\% CO_2 \text{ sebenarnya}} - 1 \right] \times 100 \% \dots \dots \dots (2.12)$$

dimana:

$$AA = TA \times \left[\frac{\% CO_2 \text{ teoritis}}{\% CO_2 \text{ sebenarnya}} \right] \dots \dots \dots (2.13)$$

$$\% \text{ volume } CO_2 \text{ teoritis} = \frac{mol \ CO_2}{mol \ CO_2 + mol \ N_2} \times 100 \% \dots \dots \dots (2.14)$$

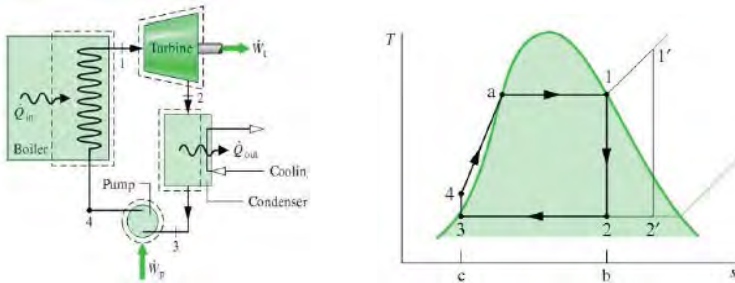
Keterangan:

EA : *excess air*(kebutuhan udara lebih)
AA : *actual air*(udara sebenarnya)
TA : *theoretical air*(kebutuhan udara teoritis)

2.7 Analisis Termodinamika

Siklus rankine adalah siklus termodinamika yang mengubah energi termal menjadi kerja. Panas disuplai secara eksternal pada aliran tertutup, yang biasanya menggunakan air sebagai fluida kerjanya. Siklus rankine nyata yang digunakan dalam instalasi pembangkit daya jauh lebih rumit dibandingkan siklus rankine ideal asli yang sederhana. Siklus ini merupakan siklus yang paling banyak digunakan untuk pembangkit listrik dewasa ini, terutama pada PLTU. Siklus ini terdiri dari 4 proses, yaitu:

- Proses 1 – 2 : Ekspansi isentropik dari fluida kerja melalui turbin, dari uap jenuh pada kondisi 1 hingga mencapai tekanan kondenser.
- Proses 2 –3 : Pelepasan kalor dari fluida kerja ketika mengalir pada tekanan konstan melalui kondenser (uap air dikondensasikan menjadi menjadi air/*saturated liquid* pada titik 3).
- Proses 3 – 4 : Kompresi isentropik dalam pompa menuju ke kondisi 4, yaitu dalam daerah campuran hasil kompresi.
- Proses 4 – 1 : Pemasukan kalor ke fluida kerja ketika mengalir pada tekanan konstan melalui boiler untuk menyelesaikan siklus (air pada kondisi cair jenuh dipanaskan hingga kondisi uap jenuh pada titik 1).



Gambar 2.10 Siklus Rankine
(Moran-Saphiro: *Fundamentals of Engineering Thermodynamics*)

2.8 Perpindahan Panas

2.8.1 Persamaan Dasar Perpindahan Panas

Berdasarkan hukum termodinamika pertama dengan kondisi open sistem, *steady state*, *steady flow*, energi potensial, dan energi kinetik diabaikan didapatkan persamaan sebagai berikut:

$$\delta Q = \dot{m} \cdot di \dots \dots \dots (2.15)$$

Jika fluida tidak diikuti perubahan fase dan memiliki *specific heat* yang konstan maka $di = C_p dT_i$, sehingga persamaan menjadi

$$\delta Q = (\dot{m} C_p)_h \cdot (T_{hi} - T_{ho}) \dots \dots \dots (2.16)$$

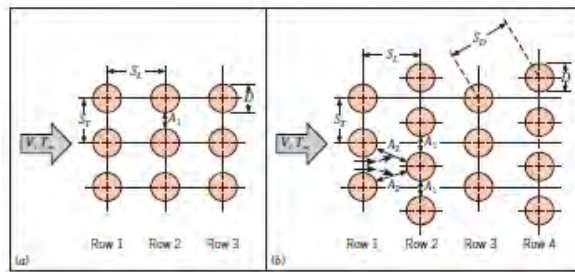
$$\delta Q = (\dot{m} C_p)_c \cdot (T_{co} - T_{ci}) \dots \dots \dots (2.17)$$

2.8.2 Analisis Perpindahan Panas

Dalam mendesain suatu *heat exchanger* ada dua jenis perpindahan panas utama yang terjadi, yaitu perpindahan panas akibat aliran fluida di luar pipa dan perpindahan panas akibat aliran di dalam pipa.

2.8.2.1 Perpindahan Panas Akibat Aliran Fluida di Luar Pipa

Perpindahan panas yang terjadi di luar pipa pada Boiler menyerupai *shell and tube heat exchanger* dianalisa berdasarkan analisa perpindahan panas secara konveksi yang melewati susunan *tube* pada heat exchanger. Besarnya koefisien perpindahan panas secara konveksi sangat dipengaruhi oleh tingkat turbulensi aliran dan jumlah barisan *tube*. Tingkat turbulensi aliran dapat ditingkatkan dengan mengatur susunan *tube*. Ada dua jenis susunan tube yang bisa digunakan pada perencanaan heat exchanger yaitu susunan *aligned* dan susunan *staggered* seperti yang ditunjukkan pada gambar. Susunan tube jenis *staggered* memiliki koefisien perpindahan panas lebih tinggi karena bentuknya berliku-liku sehingga semakin banyak bagian tube yang teraliri fluida.



Gambar 2.11 Aliran fluida melintasi (a) Aligned tube banks dan (b) Staggered tube banks
(Incopera: *Fundamentals of Heat and Mass Transfer*)

Koefisien perpindahan panas erat hubungannya dengan letak tube pada susunannya. Koefisien perpindahan panas untuk susunan tube pada baris pertama kurang lebih sama dengan *single tube* pada aliran melintang. Sedangkan pada susunan pipa yang lebih dalam terdapat koefisien perpindahan panas yang lebih besar. Dalam rata-rata susunan tube yang ada, koefisien perpindahan panas memiliki kondisi yang stabil karena itu hanya

terdapat sedikit perubahan pada baris di atas baris keempat atau kelima.

Secara umum koefisien perpindahan panas rata-rata untuk aliran fluida melewati susunan tube yang memiliki sepuluh baris atau lebih dapat kita dapatkan dengan persamaan berikut ini:

$$\bar{h} = \frac{\overline{Nu_D} \cdot k}{D} \dots \dots \dots (2.18)$$

Nusselt number dapat dicari dengan rumus di bawah ini:

$$Nu_{\bar{D}} = C_1 \cdot Re_{Dmax}^m \cdot Pr^{0,36} \left(\frac{Pr}{Pr_s} \right)^{\frac{1}{4}} \dots \dots \dots (2.19)$$

$$\left[\begin{array}{c} N_L \geq 20 \\ 1000 < Re < 2 \times 10^6 \\ 0,7 < Pr < 500 \end{array} \right]$$

- Dimana, h = Koefisien perpindahan panas
- N_{uD} = *Nusselt number*
- Re = *Reynolds number*
- Pr = *Prandtl number*
- Prs = *Prandtl number* pada temperatur surface
- K = Konduktivitas thermal
- D = Diameter luar *tube*
- N_L = Diameter jajaran tube

Pada persamaan itu semua sifat dievaluasi pada temperatur *inlet*, kecuali Pr_s yang dievaluasi pada temperatur permukaan pipa, dimana konstanta C dan m diperoleh dari tabel.

Tabel 2.1 Konstanta Persamaan *Zhukauskas* (Buku: *Fundamentals of Heat and Mass Transfer by Frank P. Incopera and David P. Dewitt*)

Configuration	$Re_{D,max}$	C_1	m
Aligned	$10-10^2$	0.80	0.40
Staggered	$10-10^2$	0.90	0.40
Aligned	10^2-10^3	Approximate as a single (isolated) cylinder	
Staggered	10^2-10^3		
Aligned	$10^3-2 \times 10^5$	0.27	0.63
$(S_T/S_L > 0.7)^a$			
Staggered	$10^3-2 \times 10^5$	$0.35(S_T/S_L)^{1/2}$	0.60
$(S_T/S_L < 2)$			
Staggered	$10^3-2 \times 10^5$	0.40	0.60
$(S_T/S_L > 2)$			
Aligned	$2 \times 10^5-2 \times 10^6$	0.021	0.84
Staggered	$2 \times 10^5-2 \times 10^6$	0.022	0.84

^aFor $S_T/S_L < 0.7$, heat transfer is inefficient and aligned tubes should not be used.

Bilangan Reynold untuk gas buang dengan V_{gmax} adalah :

$$Re_{Dmax} = \frac{\rho \cdot V_{gmax} \cdot D_{out}}{\mu} \dots \dots \dots (2.20)$$

oleh karena itu V_{gmax} dapat dicari dengan menggunakan persamaan berikut:

$$V_{gmax} = \frac{ST}{ST - D_o} \times V_g \dots \dots \dots (2.21)$$

Sedangkan untuk susunan stagged kecepatan maksimum dapat terjadi di A_1 atau dapat pula terjadi pada A_2 . Dan bila terjadi di A_2 maka:

$$V_{gmax} = \frac{ST}{2(ST - D_o)} \times V_g \dots \dots \dots (2.22)$$

V_{gmax} terjadi A_2 bila:

$$SD < \frac{ST - D_o}{2} \dots \dots \dots (2.23)$$

$$\left[SL^2 + \left(\frac{ST}{2} \right)^2 \right]^{0,5} < \frac{ST - D_o}{2}$$

Kecepatan gas masuk pada rangkuman pipa yang diukur pada temperatur gas buang masuk

$$V_g = \frac{\dot{m}_g}{\rho_g \cdot A} \dots \dots \dots (2.24)$$

Keterangan:

\dot{m}_g = mass flow rate gas buang (Kg/s)

ρ_g = density gas buang pada temperatur gas buang masuk
(Kg/m³)

2.8.2.2 Perpindahan Panas Akibat Aliran Fluida di Dalam Pipa

Perpindahan panas akibat fluida yang mengalir didalam pipa pada aliran internal, aliran internal adalah aliran fluida dimana *boundary layer* tidak dimungkinkan untuk berkembang karena dibatasi oleh surface. Jenis aliran yang terjadi ini berbanding terbalik dengan aliran eksternal dimana pada aliran eksternal dimungkinkan untuk terjadinya perkembangan *boundary layer*.

Dalam aliran internal bisa dibagi menjadi 2 jenis aliran. Aliran laminar dan aliran turbulen. Untuk membedakan keduanya digunakan *Reynolds number* sebagai pembatasnya. *Reynolds number* untuk aliran dalam pipa digunakan persamaan berikut ini.

$$R_e = \frac{4 \cdot \dot{m}_{in}}{\pi \cdot D_i \mu} \dots \dots \dots (2.25)$$

Keterangan:

ρ = massa jenis pada kondisi rata-rata (Kg/m³)

μ = viskositas uap (Kg/ms)

D_i = diameter dalam (m)

Untuk aliran dalam pipa atau aliran internal aliran turbulen dimulai apabila $Re_e = 2300$ atau disebut *Reynolds number* kritis.

Aliran fluida yang mengalir didalam pipa sirkular jika mempunyai profil aliran turbulen maka perpindahan panas pada fluida tersebut dapat dilakukan, sehingga koefisien perpindahan panas didalam pipa dapat dinyatakan dalam perhitungan *Nusselt Number* dalam kondisi aliran turbulen yang telah berkembang penuh.

Persamaan *Dittuss-Boelter* menyatakan koefisien perpindahan panas didalam pipa ini, yaitu:

$$Nu_D = 0.023.Re_D^{4/5}.Pr^n \dots \dots \dots (2.26)$$

Dimana:

$n = 0,4$ untuk proses pemanasan

$n = 0,3$ untuk proses pendinginan

$0,7 < Pr < 160$

$Re_D > 10000$

$\frac{L}{D} > 10$

2.8.3 Overall Heat Transfer

Overall heat transfer coefficient adalah total tahanan thermal antar dua fluida yang terjadi perpindahan panas. Koefisien ini dapat dihitung dengan cara menjumlahkan tahanan thermal akibat konduksi dan konveksi diantara dua fluida yang dibatasi dinding silinder.

Secara umum *Overall heat transfer* coefficient dapat dicari dengan rumus berikut:

$$\frac{1}{U.A} = R_{tot} \dots \dots \dots (2.27)$$

Tahanan thermal total untuk sistem di atas adalah penjumlahan tahanan konveksi aliran di dalam silinder, tahanan konduksi pada material silinder dan tahanan konveksi aliran di luar silinder.

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h_i A_i} + \frac{\ln\left(\frac{D_{out}}{D_{in}}\right)}{2 \cdot \pi \cdot K_{pipe} \cdot L_p} + \frac{1}{h_o A_o} \dots \dots \dots (2.28)$$

2.8.4 The Effectiveness-Number of Transfer Units (NTU)

Perhitungan menggunakan metode *Log Mean Temperature Difference* (LMTD) akan mengalami kesulitan apabila tidak diketahui nilai suhu dari salah satu masukan maupun keluaran fluida kerja. Salah satu cara yang biasanya diambil apabila metode *Log Mean Temperature Difference* (LMTD) mengalami kendala adalah menggunakan metode *Effectiveness-Number of Transfer Units* (NTU).

Untuk mendefinisikan efektivitas dari sebuah penukar kalor, terlebih dahulu diketahui nilai dari laju perpindahan panas maksimum q_{max} dari penukar kalor tersebut. Secara prinsip, laju perpindahan panas ini hanya akan diperoleh apabila penukar kalor tersebut memiliki panjang tak terhingga (*infinite lenght*). Pada penukar kalor dengan panjang tak berhingga, salah satu fluida kerja akan mencapai beda temperatur maksimum, $T_{hi} - T_{ci}$ sehingga akan didapatkan adanya persamaan umum:

$$q_{max} = C_{min}(T_{hi} - T_{ci}) \dots \dots \dots (2.29)$$

dimana kapasitas kalor minimum C_{min} sama dengan $C_{cold\ side}$ atau $C_{hot\ side}$ merupakan fluida dengan nilai yang paling kecil. Persamaan diatas menghitung perpindahan panas maksimum yang mungkin, dimana akan selalu menggunakan nilai kapasitas panas fluida kerja yang minimum, C_{min} .

Dan ditentukan bahwa nilai dari efektivitas (ϵ), merupakan perbandingan dari perpindahan panas nyata terhadap perpindahan panas maksimum:

$$\varepsilon = \frac{q_{actual}}{q_{maximum}} \dots \dots \dots (2.30)$$

Sesuai persamaan efektivitas, dimana tanpa satuan yang bernilai dalam jangkauan $0 \leq \varepsilon \leq 1$, dapat dihitung nilai perpindahan panas nyata q_{actual} :

$$q_{actual} = \varepsilon C_{min}(T_{hi} - T_{ci}) \dots \dots \dots (2.31)$$

untuk beberapa penukar kalor ditunjukkan hubungan:

$$\varepsilon = f \left[NTU \frac{C_{min}}{C_{max}} \right] \dots \dots \dots (2.32)$$

Number of Transfer Units (NTU) merupakan parameter tanpa satuan yang digunakan secara luas dalam analisa penukar kalor dan didefinisikan sebagai:

$$NTU = \frac{UA}{C_{min}} \dots \dots \dots (2.33)$$

Dimana C_{min} adalah kapasitas panas fluida minimal, dan C_{min} diperoleh dengan membandingkan antara laju kapasitas panas fluida dingin dan fluida panas. Sedangkan laju kapasitas panas fluida dingin dirumuskan:

$$C_c = \dot{m}_c \cdot Cp_c \dots \dots \dots (2.34)$$

Laju kapasitas fluida panasnya adalah:

$$C_h = \dot{m}_h \cdot Cp_h \dots \dots \dots (2.35)$$

Dari kedua kapasitas panas diatas, dipilih yang berharga terkecil sebagai kapasitas panas minimum. Harga NTU untuk

semua jenis penukar panas merupakan relasi antara keefektifan dengan C_r sebagai perbandingan antara $\frac{C_{min}}{C_{max}} = C_r$.

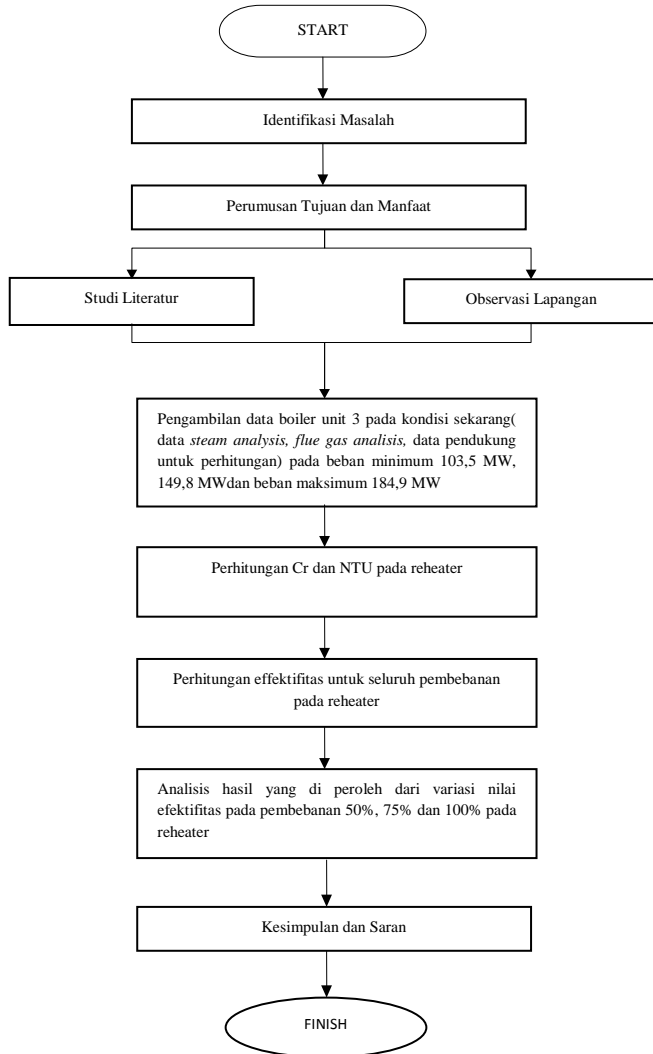
Tabel 2.2 Perumusan *Effectiveness Heat Exchanger* (Buku: *Fundamentals of Heat and Mass Transfer by Frank P. Incopera and David P. Dewitt*)

Flow Arrangement	Relation	
Parallel flow	$e = \frac{1 - \exp[-NTU(1 + C_r)]}{1 + C_r}$	(11.28a)
Counterflow	$e = \frac{1 - \exp[-NTU(1 - C_r)]}{1 - C_r \exp[-NTU(1 - C_r)]}$	$(C_r < 1)$
	$e = \frac{NTU}{1 + NTU}$	$(C_r = 1)$ (11.29a)
Shell-and-tube		
One shell pass (2, 4, ... tube passes)	$e_1 = 2 \left\{ 1 + C_r + (1 + C_r^2)^{1/2} \times \frac{1 + \exp[-(NTU)_1(1 + C_r^2)^{1/2}]}{1 - \exp[-(NTU)_1(1 + C_r^2)^{1/2}]} \right\}^{-1}$	(11.30a)
n shell passes (2n, 4n, ... tube passes)	$e = \left[\left(\frac{1 - e_1 C_r}{1 - e_1} \right)^n - 1 \right] \left[\left(\frac{1 - e_1 C_r}{1 - e_1} \right)^n - C_r \right]^{-1}$	(11.31a)
Cross-flow (single pass)		
Both fluids unmixed	$e = 1 - \exp \left[\left(\frac{1}{C_r} \right) (NTU)^{0.22} \{ \exp[-C_r(NTU)^{0.48}] - 1 \} \right]$	(11.32)
C_{max} (mixed), C_{min} (unmixed)	$e = \left(\frac{1}{C_r} \right) (1 - \exp[-C_r(1 - \exp(-NTU))])$	(11.33a)
C_{min} (mixed), C_{max} (unmixed)	$e = 1 - \exp(-C_r^{-1}(1 - \exp[-C_r(NTU)]))$	(11.34a)
All exchangers ($C_r = 0$)	$e = 1 - \exp(-NTU)$	(11.35a)

(Halaman ini sengaja dikosongkan)

BAB III METODOLOGI

3.1 Diagram alir Penelitian



Gambar 3.1 Diagram Alir Pengerjaan Tugas Akhir

3.2 Penjelasan Diagram Alir Pengerjaan Tugas Akhir

Proses dalam menyelesaikan Tugas Akhir ini melalui beberapa tahap, diantaranya sebagai berikut :

3.2.1 Tahap Identifikasi

Pada tahap awal identifikasi dilakukan pengamatan terhadap masalah yang dirumuskan menjadi tujuan dari penelitian. Studi literatur meliputi mencari dan mempelajari bahan pustaka yang berkaitan dengan Boiler & Accessories dan Teknik perpindahan Panas. Studi literatur ini diperoleh dari berbagai sumber *textbook* “*Fundamental Engineering of Thermodynamics*”, Michel J. Moran dan Howard N. Saphiro, “*Introduction to heat transfer dan fundamentals of heat and mass transfer*” Theodore L. Bergman dan Ladriene S. Lavine, serta sumber lainnya. Kemudian dilakukan pengamatan lapangan secara langsung pada boiler PLTU Unit 3 PT.PJB UP Gresik. Observasi meliputi identifikasi komponen- komponen pendukung dalam sistem kerja boiler PLTU Unit 3 PT.PJB UP Gresik.

3.2.2 Tahap Pengumpulan Data dan Analisa

Dari studi literatur dan observasi mengenai evaluasi analisis nilai efektivitas pada boiler dilakukan pengambilan data pada PLTU Unit 3 khususnya data mengenai boiler pada kondisi operasi sekarang dengan beban minimum, rata-rata dan maximum. Data yang dibutuhkan dalam analisa didapat dari Rendal OP PLTU Unit 3, CCR PLTU Unit 3, dan perpustakaan. Data tersebut, antara lain

1. Data *steam analysis* pada kondisi sekarang dengan pembebanan 50%, 75% dan 100% antara lain :
 - *Reheater inlet Temperatur*
 - *Reheater Outlet Temperatur*
 - Laju aliran massa pada reheater

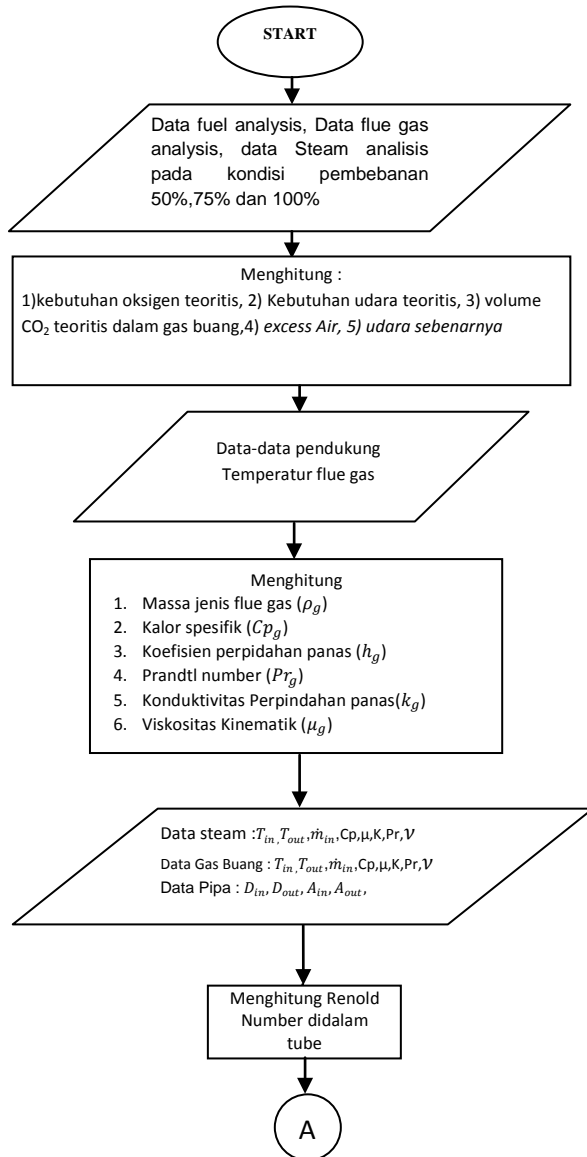
2. Data *flue gas analysis* pada kondisi sekarang dengan pembebanan 50%, 75% dan 100% antara lain :
 - *Reheater inlet Temperatur*
 - *Reheater Outlet Temperatur*
 - Laju aliran massa pada reheater
3. Data *fuel analysis* boiler PLTU unit 3 PT.PJB UP Gresik
4. Data pendukung yang di perlukan untuk analisa unjuk nilai efektivitas boiler pada kondisi sekarang dengan pembebanan 50%, 75% dan 100% antara lain :
 - Diameter dalam pipa
 - Diameter luar pipa
 - Tebal pipa
 - Panjang pipa
 - Jumlah pipa
 - S_T, S_L , dan S_D pada masing-masing komponen
5. Data spesifik boiler Unit 3 PLTU PT. PJB UP Gresik

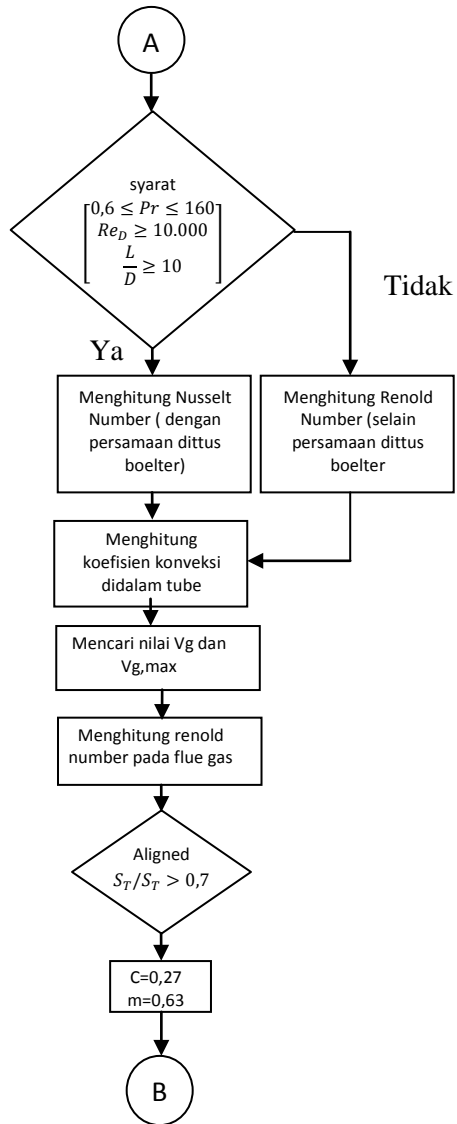
Setelah melakukan pengambilan data yang diperlukan, dilakukan perhitungan nilai efektivitas boiler unit 3 serta melakukan analisa terhadap unjuk kerja boiler unit 3 beserta pemecahan masalahnya.

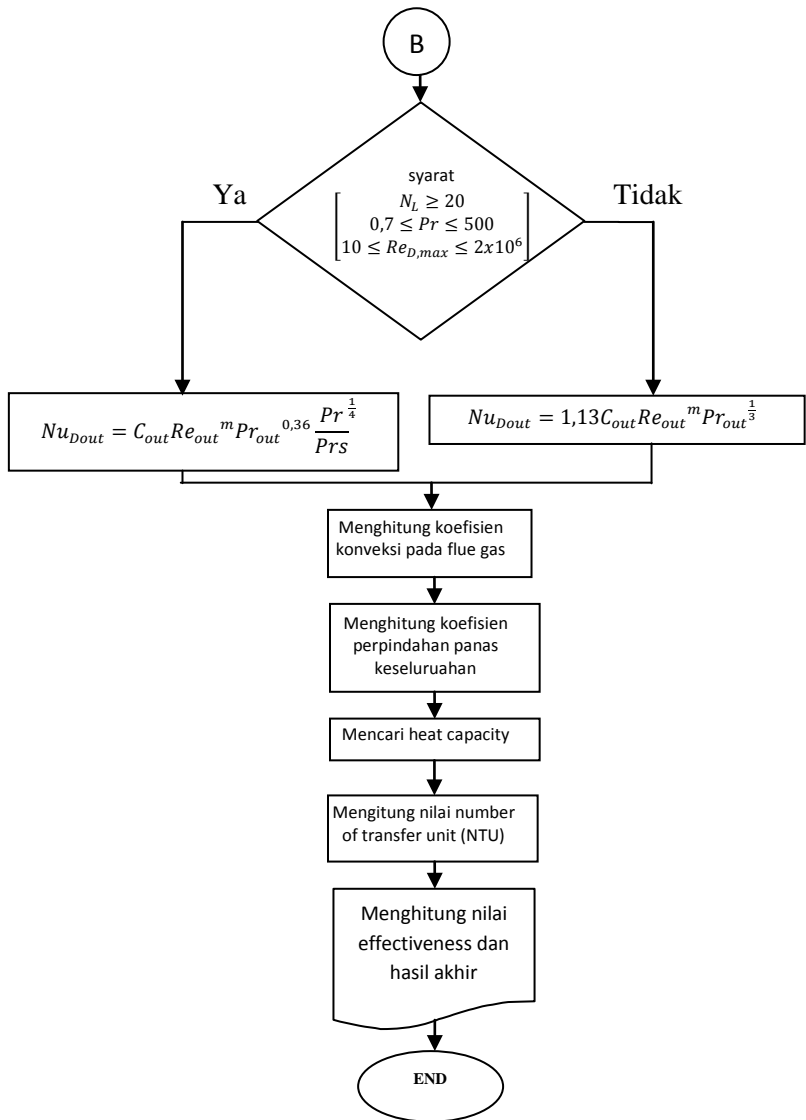
3.2.3 Tahap Pemberian Kesimpulan dan Suara

Tahapan ini merupakan ujung dari analisa nilai efektivitas pada boiler unit 3, yaitu dengan menarik kesimpulan yang didapat dari hasil perhitungan, dari hasil analisis efektivitas boiler dan pemecahan masalah yang telah dilakukan. Kemudian memberikan saran untuk PT. PJB UP Gresik dan untuk penelitian selanjutnya.

3.3 Diagram Alir Perhitungan







Gambar 3.2 flow chart perhitungan *effectiveness* pada reheater

BAB IV ANALISIS DATA DAN PEMBAHASAN

Pada bab ini, akan dijabarkan tentang perhitungan dan pembahasan laju perpindahan panas pada *reheater* boiler PLTU Unit 3 PT PJB UP Gresik. Dalam perhitungan dalam bab ini menggunakan data – data pada *generator load* 103,5 MW atau sekitar 50% pembebanan.

4.1 Spesifikasi *Rehater Tube* Boiler di PLTU Unit 3 PT. PJB UP Gresik

Berikut adalah data – data dimensi *reheater* boiler Unit 3 yang didapat dari *ASH Drawing PLTU Unit III-IV* dan *Rendal Operasi PLTU Unit III-IV*, yang diperlukan dalam perhitungan perpindahan panas di *reheater*.

Tabel 4.1 Spesifikasi *Size Reheater Tube* PLTU Unit 3

No.	Keterangan	Dimensi	Units
1	Diameter Luar (D_o)	0,0635	m
2	Diameter Dalam (D_i)	0,0547	m
3	ST	0,189	m
4	Panjang pipa (L_{tube})	51,03	m
5	Laluan	12	
6	Banyak pipa (N_L)	580	

Tabel 4.2 Spesifikasi *Design Reheater* PLTU Unit 3

No.	Keterangan	Dimensi	Units
1	Lebar daerah <i>cross section flue gas</i> (L_{cs})	4,2525	m
2	Panjang daerah <i>cross section flue gas</i> (P_{cs})	11,0515	m

4.1.1 Komposisi Kimia Bahan Bakar Boiler di PLTU Unit 3 PT. PJB UP Gresik

Boiler PLTU Unit 3 PT. PJB UP Gresik dalam pengoperasiannya menggunakan bahan bakar *natural gas*. Untuk melakukan analisis lebih lanjut, maka perlu dilakukan perhitungan untuk mendapatkan rumus empiris maupun rumus molekul dari bahan bakar tersebut. Data yang didapat dari hasil *fuel analysis* pada saat *performance test* tanggal 3 Februari 2014 dengan pembebanan 50% adalah sebagai berikut:

Tabel 4.3 Data Analisis Bahan Bakar Boiler Unit PLTU Unit 3

No.	Kandungan	Operasi	Units
1	Nitrogen (N)	0,941	% by wt
2	Carbon (C)	71,825	% by wt
3	Hydrogen (H)	24,113	% by wt
4	Sulphur (S)	0	% by wt
5	Oxygen (O)	0	% by wt
6	Moisture (M)	0	% by wt
7	<i>High Heating Value</i> (HHV)	12623,877	$\frac{\text{kCal}}{\text{kg}}$
8	<i>Specific Gravity of Natural Gas</i> (SG)	0,59809	

4.1.2 Analisis Kondisi Gas Buang pada Boiler PLTU Unit 3 PT. PJB UP Gresik

Berikut ini merupakan data yang didapat dari hasil *flue gas analysis* yang dilakukan oleh pihak *Laboratorium PLTU Unit III-IV* pada saat *performance test* tanggal 18 Maret 2015. Data hasil *flue gas analysis* ini diukur dengan menggunakan peralatan *orsat* pada 2 lokasi yang berbeda, yaitu pada saluran gas buang/*flue gas duct* sebelum masuk *air heater* (*Economizer Outlet 3*) dan pada saluran gasbuang keluaran *air heater* yang akan menuju ke cerobong (*Air Heater Outlet4*).

Tabel 4.4 Analisis Gas Buang pada *Economizer Outlet3*

No	Kandungan	Operasi	Units
1	Carbon dioxide (CO ₂)	10,30	% by vol
2	Oxygen (O ₂)	2,73	% by vol
3	Carbon monoxide (CO)	0,00	% by vol
4	Nitrogen (N ₂)	86,97	% by vol

Tabel 4.5 Analisis Gas Buang pada *Air Heater Outlet 4*

No	Kandungan	Operasi	Units
1	Carbon dioxide (CO ₂)	7,70	% by vol
2	Oxygen (O ₂)	7,30	% by vol
3	Carbon monoxide (CO)	0,00	% by vol
4	Nitrogen (N ₂)	85,00	% by vol

4.1.3 Data Pendukung untuk Perhitungan Perpindahan Panas pada Reheater PLTU Unit 3 PT. PJB UP Gresik

Data dibawah ini adalah data – data *local* yang didapat dari *CCR PLTU Unit III-IV* dan *Rendal Operasi PLTU Unit III-IV*. Data – data *steam* dan *flue gas* pada boiler PLTU unit 3 adalah sebagai berikut:

Tabel 4.6 Data Uap pada *Reheater* Boiler PLTU Unit 3

No.	Keterangan	Operasi	Units
1	Temperatur <i>steam</i> masuk rata – rata ($T_{c,i}$)	530,895	°C
2	Temperatur <i>steam</i> keluar rata – rata ($T_{c,o}$)	539,362	°C
3	Laju aliran massa <i>steam</i> (\dot{m}_c)	259784	Kg/H

Tabel 4.7 Data *Flue Gas* pada *Reheater* Boiler PLTU Unit 3

No.	Keterangan	Operasi	Units
1	Temperatur <i>flue gas</i> masuk ($T_{h,i}$)	693	°C
2	Temperatur <i>flue gas</i> keluar ($T_{h,o}$)	365	°C
3	Laju aliran massa <i>flue gas</i> (\dot{m}_h)	389000	Kg/H

4.2 Analisa Proses Pembakaran Bahan Bakar Natural Gas di Boiler PLTU Unit 3 PT. PJB UP Gresik

4.2.1 Perhitungan Kebutuhan Udara Pembakaran di Boiler PLTU Unit 3 PT. PJB UP Gresik

- 1) Perhitungan Stokiometri Udara yang Dibutuhkan untuk Pembakaran *Natural Gas*

Untuk menghitung kebutuhan udara teoritis yang diperlukan untuk membakar sempurna sejumlah bahan bakar tertentu, dapat dihitung dengan menggunakan komposisi kandungan *natural gas* seperti yang terlihat pada Tabel 4.3.

Dari data analisis dengan jumlah sampel *natural gas* 100 kg, maka reaksi kimianya adalah sebagai berikut:

Tabel 4.8 Berat Atom dan Berat Molekul Unsur dalam *Natural Gas*

Unsur	Simbol	Berat Atom	Berat Molekul
Karbon	C	12	
Hidrogen	H ₂	1	2
Oksigen	O ₂	16	32
Nitrogen	N ₂	14	28
Sulfur	S	32	
Karbon Dioksida	CO ₂		12 + (2 x 16) = 44
Sulfur Dioksida	SO ₂		32 + (2 x 16) = 64
Air	H ₂ O		(2 x 1) + 16 = 18

a. Persenyawaan Kimia Pembakaran (Unsur Bahan Bakar)

Asumsi :

- Nitrogen yang terkandung dalam bahan bakar maupun udara pembakaran, tidak turut bereaksi dengan oksigen pada proses pembakaran di dalam *furnace*, karena pada data *flue gas analysis* tidak terdapat kandungan gas NO_2 dalam gas buang boiler.

- Seluruh unsur karbon (C) bereaksi dengan oksigen hanya akan menghasilkan karbon dioksida (CO_2)

Karbon + Oksigen \longrightarrow Karbon Dioksida

C + O_2 \longrightarrow CO_2

1 atom C + 1 mol O_2 \longrightarrow 1 mol CO_2

12 kg C + 32 kg O_2 \longrightarrow 44 kg CO_2

1 kg C memerlukan $= \frac{32}{12} \text{ kg } \text{O}_2 = 2,667 \text{ kg } \text{O}_2$

$71,8247 \text{ C} + (71,8247 \times 2,667) \text{ O}_2 \longrightarrow 263,357 \text{ CO}_2$

O_2 yang dibutuhkan $= \frac{32}{12} \times 71,8247 = 1,91533 \text{ kg/kg bb}$

- Seluruh unsur hidrogen (H) bereaksi dengan oksigen hanya akan menghasilkan air atau uap air (H_2O)

Hidrogen + Oksigen \longrightarrow Air

2 H_2 + O_2 \longrightarrow $2 \text{ H}_2\text{O}$

2 atom H_2 + 1 mol O_2 \longrightarrow 2 mol H_2O

4 kg H_2 + 32 kg O_2 \longrightarrow 36 kg H_2O

1 kg H_2 memerlukan $= \frac{32}{4} \text{ kg } \text{O}_2 = 8 \text{ kg } \text{O}_2$

$24,11303 \text{ H}_2 + (24,11303 \times 8) \text{ O}_2 \longrightarrow 217,0173 \text{ H}_2\text{O}$

O_2 yang dibutuhkan $= \frac{32}{4} \times 24,113 = 1,92904 \text{ kg/kg bb}$

- Seluruh unsur sulfur (S) bereaksi dengan oksigen hanya akan menghasilkan sulfur dioksida (SO_2)

Sulfur + Oksigen \longrightarrow Sulfur Dioksida

S + O_2 \longrightarrow SO_2

1 atom S + 1 mol O_2 \longrightarrow 1 mol SO_2

32 kg S + 32 kg O_2 \longrightarrow 64 kg CO_2

Pada bahan bakar *natural gas* yang digunakan tidak mengandung unsur sulfur, sehingga dapat diabaikan.

b. Perhitungan Kebutuhan O_2 Teoritis

Total O_2 teoritis yang dibutuhkan = O_2 teoritis yang diperlukan oleh karbon + O_2 teoritis yang diperlukan oleh hidrogen

$$\begin{aligned} O_2 \text{ teoritis} &= (C \times O_2 \text{ per kg C}) + (H_2 \times O_2 \text{ per kg H}_2) \\ &= (71,8247 \times 2,667) \text{ kg} + (24,113 \times 8) \text{ kg} \\ &= (191,53273 + 192,90424) \text{ kg} \\ &= 384,43697 \text{ kg} \end{aligned}$$

c. Perhitungan Kebutuhan Udara Teoritis (*Theoretical Air*)

Karena udara mengandung 23,2 % berat oksigen, maka jumlah udara kering yang dibutuhkan adalah:

$$\begin{aligned} TA &= \frac{(O_2 \text{ teoritis} - O_2 \text{ sebenarnya dlm 100 kg bb})}{0,232} \\ &= \frac{(384,43697 - 0,00) \text{ kg}_{\text{udara}}}{0,232} \\ &= 1657,05689 \text{ kg}_{\text{udara}} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Udara teoritis yang dibutuhkan} &= 1657,05689 \frac{\text{kg}_{\text{udara}}}{100 \text{ kg}_{\text{bb}}} \\ &= 16,57057 \frac{\text{kg}_{\text{udara}}}{\text{kg}_{\text{bb}}} \end{aligned}$$

Jadi untuk membakar setiap kg *natural gas* secara teoritis, diperlukan udara sebesar 16,57057 kg_{udara}.

2) Perhitungan Kandungan CO_2 Teoritis dalam Gas Buang

Sangat perlu untuk menghitung kandungan CO_2 dalam gas buang, karena dapat digunakan untuk menghitung udara lebih dalam gas buang. Sejumlah tertentu udara lebih diperlukan untuk pembakaran sempurna, tetapi jika terlalu banyak udara lebih dapat menyebabkan terjadinya *losses* dan apabila terlalu sedikit udara lebih dapat menyebabkan pembakaran tidak sempurna.

- a. Perhitungan Nitrogen dalam Gas Buang

$$\begin{aligned} N_2 \text{ dalam gas buang} &= TA - O_2 \text{ teoritis} \\ &= (1657,05689 - 384,43697) \text{ kg} \\ &= 1272,61969 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{mol } N_2 &= \frac{N_2}{\text{molecular weight } N_2} \\ &= \frac{1272,61969 \text{ kg}}{28,016} \\ &= 45,42475 \text{ kg} \end{aligned}$$

- b. Perhitungan CO₂ Teoritis dalam Gas Buang

$$\begin{aligned} \text{mol } CO_2 &= \frac{CO_2}{\text{molecular weight } CO_2} \\ &= \frac{263,357 \text{ kg}}{44,01} \\ &= 5,98404 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \% \text{ volume } CO_2 \text{ teoritis} &= \frac{\text{mol } CO_2}{\text{mol } CO_2 + \text{mol } N_2} \times 100 \% \\ &= \frac{5,98404}{5,98404 + 45,42475} \times 100 \% \\ &= 11,64011 \% \end{aligned}$$

3) Perhitungan Udara Lebih (*Excess Air*)

Setelah diketahui persentase kandungan CO₂ teoritis dalam gas buang, langkah berikutnya adalah mengukur persentase kandungan CO₂ sebenarnya dalam gas buang. Pada Tabel 4.3 *flue gas analysis*, diketahui bahwa persentase kandungan CO₂ terukur dalam gas buang keluar *economizer* dengan peralatan *orsat* adalah sebesar 9,775 %.

- a. Perhitungan % Udara Lebih (% *Excess Air*)

$$\% EA = \left[\frac{\% CO_2 \text{ teoritis}}{\% CO_2 \text{ sebenarnya}} - 1 \right] \times 100 \%$$

$$= \left[\frac{11,64011}{9,775} - 1 \right] \times 100 \%$$

$$= 11,64011\%$$

- b. Perhitungan Udara Sebenarnya (*Actual Air*)

Jumlah pasokan udara yang dibutuhkan dengan udara lebih sebesar 11,64011% adalah:

$$AA = \frac{TA \times (100 + EA)\%}{100\%}$$

$$= \frac{1657,05689 \text{ kg}_{udara} \times (100 + 11,64011)\%}{100 \%}$$

$$= 1973,22964 \text{ kg}_{udara}$$

- c. Perhitungan udara lebih untuk 100 kg bahan bakar

Jumlah udara lebih (*excess air*) yang digunakan untuk membakar 100 kg bahan bakar adalah:

$$EA = AA - TA$$

$$= (1973,22964 - 1657,05689) \text{ kg}_{udara}$$

$$= 316,17274 \text{ kg}_{udara}$$

4.2.2 Flue Gas Hasil Pembakaran

- 1) Jumlah Kandungan Akhir Unsur Gas Buang

Dari perhitungan diatas, maka dapat diketahui jumlah gas yang dihasilkan dari proses pembakaran dengan 19,08038% *excess air* adalah:

$$Massa CO_2 = C \times O_2 \text{ per kg } C$$

$$= 71,8247 \times 2,667$$

$$= 263,3577 \text{ kg}$$

$$Massa H_2O = H_2 \times O_2 \text{ per kg } H_2$$

$$= 24,113 \times 8$$

$$= 217,01727 \text{ kg}$$

$$Massa O_2 = EA \times 0,232$$

$$= 316,17274 \times 0,232$$

$$= 73,35208 \text{ kg}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Massa } N_2 &= (EA - \text{Massa } O_2) + N_2 \text{ dalam gas buang} \\
 &= (316,17274 - 73,35208) + 1272,61969 \\
 &= 1515,44036 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Massa flue gas} &= \text{Massa } (CO_2 + H_2O + O_2 + N_2) \\
 &= 263,36 + 217,02 + 1515,44 + 73,35 \\
 &= 2069,16741 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

2) Persentase Kandungan Akhir Unsur Gas Buang

$$\begin{aligned}
 \% \text{ Massa } CO_2 &= \frac{\text{Massa } CO_2}{\text{Massa flue gas}} \times 100 \% \\
 &= \frac{263,3577}{2069,16741} \times 100 \% \\
 &= 12,72771 \%
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \% \text{ Massa } H_2O &= \frac{\text{Massa } H_2O}{\text{Massa flue gas}} \times 100 \% \\
 &= \frac{217,01727}{2069,16741} \times 100 \% \\
 &= 10,48814 \%
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \% \text{ Massa } O_2 &= \frac{\text{Massa } O_2}{\text{Massa flue gas}} \times 100 \% \\
 &= \frac{73,35208}{2069,16741} \times 100 \% \\
 &= 3,545 \%
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \% \text{ Massa } N_2 &= \frac{\text{Massa } N_2}{\text{Massa flue gas}} \times 100 \% \\
 &= \frac{1515,44036}{2069,16741} \times 100 \% \\
 &= 73,23914 \%
 \end{aligned}$$

4.3 Perhitungan *Effectiveness* pada *Reheater* Boiler PLTU Unit 3 PT PJB UP Gresik

4.3.1 Perhitungan Koefisien Perpindahan Panas di Dalam Pipa (h_i)

Untuk mencari nilai koefisien konveksi di dalam *tube*, harus diketahui terlebih dahulu nilai Reynold Number (Re) dan Nusselt Number (Nu) pada aliran di dalam *tube*.

1) Properties Steam

Dalam menentukan properties uap jenuh dibantu dengan menggunakan tabel *the properties of steam* pada Appendix buku *Heat Exchanger Design Handbook*, 1986, by C. F. Beaton, dihitung berdasarkan temperatur rata – rata ($T_{f,c}$):

$$\begin{aligned}T_{c,i} &= 530,895 \text{ }^{\circ}\text{C} \\T_{c,o} &= 539,362 \text{ }^{\circ}\text{C} \\T_{f,c} &= \frac{T_{c,i} + T_{c,o}}{2} \\&= \frac{(530,895 + 539,362) \text{ }^{\circ}\text{C}}{2} \\&= 535,129 \text{ }^{\circ}\text{C}\end{aligned}$$

Dari tabel sifat – sifat uap pada temperatur 535,129 °C dengan cara interpolasi didapat sebagai berikut:

$$Cp_c = 2,206 \text{ } \frac{\text{kJ}}{\text{kg} \cdot \text{K}}$$

$$\rho_c = 4,367 \text{ } \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

$$\nu_c = 30,035 \cdot 10^{-6} \text{ } \frac{\text{m}^2}{\text{s}}$$

$$Pr_c = 0,914$$

$$k_c = 72,469 \cdot 10^{-3} \text{ } \frac{\text{W}}{\text{m} \cdot \text{K}}$$

$$\mu_c = 3179,99 \cdot 10^{-7} \text{ } \frac{\text{N} \cdot \text{s}}{\text{m}^2}$$

2) Perhitungan Reynold Number (Re)

$$\begin{aligned}
 Re_D &= \frac{4 \cdot \dot{m}_c}{\pi \cdot N_L \cdot D_i \cdot \mu_c} \\
 &= \frac{4 \cdot 259784 \frac{kg}{H} \cdot \frac{H}{3600 s}}{\pi \cdot 580 \cdot 0,0547 m \cdot 3179,99 \times 10^{-7} \frac{N \cdot s}{m^2}} \\
 &= 9111,695
 \end{aligned}$$

3) Perhitungan Nusselt number (Nu)

Dengan $Re = 9111,695$ maka aliran di dalam *tube* termasuk aliran turbulen sehingga digunakan korelasi:

$$Nu_D = 0,023 \cdot Re_D^{\frac{4}{5}} \cdot Pr^n$$

dengan syarat:

$$\left[\begin{array}{l} 0,6 \leq Pr \leq 160 \\ Re_D \geq 10000 \\ \frac{L}{D} \geq 10 \end{array} \right]$$

Dimana $n = 0,4$ untuk pemanasan ($T_s > T_{f,c}$), sehingga persamaan menjadi:

$$\begin{aligned}
 Nu_D &= 0,023 \cdot Re_D^{\frac{4}{5}} \cdot Pr^{0,4} \\
 &= 0,023 \cdot 9111,695^{\frac{4}{5}} \cdot 0,914^{0,4} \\
 &= 32,643
 \end{aligned}$$

4) Perhitungan koefisien perpindahan panas di dalam pipa (h_i)

$$\begin{aligned}
 h_i &= \frac{Nu_D \cdot k_c}{D_i} \\
 &= \frac{32,643 \cdot 72,469 \cdot 10^{-3} \frac{W}{m \cdot K}}{0,0547 m} \\
 &= 43,246 \frac{W}{m^2 \cdot K}
 \end{aligned}$$

4.3.2 Perhitungan Koefisien Perpindahan Panas di Luar Pipa (h_o)

Untuk mengetahui koefisien konveksi di luar *tube* maka terlebih dahulu harus mengetahui Reynold Number ($Re_{D\ max}$) dan Nusselt Number (Nu_D).

1) *Properties Flue Gas*

Properties flue gas dapat dicari dengan bantuan tabel A-4 *Thermophysical Properties of Gases at Atmospheric Pressure* pada Appendix A buku *Fundamental of Heat and Mass Transfer, 7th Edition by Incropera*, dimana sifat – sifat gas pada temperatur:

$$T_{h,i} = 693\ ^\circ\text{C} + 273 = 966\ \text{K}$$

$$T_{h,o} = 365\ ^\circ\text{C} + 273 = 638\ \text{K}$$

$$\begin{aligned} T_{f,h} &= \frac{T_{h,i} + T_{h,o}}{2} \\ &= \frac{(966 + 638)\ \text{K}}{2} \\ &= 802\ \text{K} \end{aligned}$$

Tabel 4.9 *Properties Flue Gas*

<i>Properties</i>	CO ₂	H ₂ O	N ₂	O ₂
$c_p\ (\text{kJ/kg} \cdot \text{K})$	1,1708	2,153	1,12248	1,0544
$\rho\ \left(\text{kg/m}^3\right)$	0,659	0,273	0,42	0,479
$\nu \cdot 10^{-6}\ (\text{m}^2/\text{s})$	51,22	102,236	83,248	86,685
Pr	0,716	1,0104	0,715	0,742
$k \cdot 10^{-3}\ (\text{W/m} \cdot \text{K})$	55,236	59,572	54,892	59,02
$\mu \cdot 10^{-7}\ (\text{N} \cdot \text{s/m}^2)$	337,64	279,332	349,624	415,84

Untuk mengetahui besar Cp_h dapat dicari dengan cara memperhitungkan persentase massa masing – masing gas.

$$\begin{aligned} Cp_h &= (Cp_{CO_2}) \cdot (\% CO_2) + (Cp_{H_2O}) \cdot (\% H_2O) \\ &\quad + (Cp_{N_2}) \cdot (\% N_2) + (Cp_{O_2}) \cdot (\% O_2) \\ &= (1,1708) \cdot (12,727) + (2,15336)(10,488) + \\ &\quad (1,12248) \cdot (73,239) + (1,0544) \cdot (3,545) \\ &= 1,234 \text{ kJ/kg} \cdot K \end{aligned}$$

Dengan cara yang sama dapat diketahui *properties flue gas* lainnya, yaitu:

$$\rho_h = 0,437 \text{ kg/m}^3$$

$$\nu_h = 81,284 \cdot 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}$$

$$Pr_h = 0,7471$$

$$k_h = 99,502 \cdot 10^{-3} \text{ W/m} \cdot K$$

$$\mu_h = 343,0704 \cdot 10^{-7} \text{ N} \cdot \text{s/m}^2$$

2) Perhitungan Reynold Number (Re)

Untuk melakukan perhitungan Re_{Dmax} kita perlu mengetahui nilai kecepatan aliran ($V_{g \text{ max}}$ dan V_g) terlebih dahulu, yaitu:

$$\begin{aligned} V_g &= \frac{\dot{m}_h}{\rho_h \cdot A_{cross \text{ section}}} \\ &= \frac{389000 \frac{\text{kg}}{\text{H}} \cdot \frac{\text{H}}{3600 \text{ s}}}{0,437 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \cdot 11,0515 \text{ m} \cdot 4,2525 \text{ m}} \\ &= 5,257 \frac{\text{m}}{\text{s}} \end{aligned}$$

Setelah diketahui nilai V_g , maka substitusikan nilai V_g tersebut pada persamaan:

$$\begin{aligned}
 V_{g \max} &= \frac{ST}{ST - D_o} \times V_g \\
 &= \frac{0,189 \text{ m}}{0,189 \text{ m} - 0,0635 \text{ m}} \times 5,257 \frac{\text{m}}{\text{s}} \\
 &= 7,917 \frac{\text{m}}{\text{s}}
 \end{aligned}$$

Setelah diketahui nilai $V_{g \max}$, nilai Re_{Dmax} dapat dihitung dengan persamaan:

$$\begin{aligned}
 Re_{Dmax} &= \frac{\rho_h \cdot V_{g \max} \cdot D_o}{\mu_h} \\
 &= \frac{0,437 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \cdot 7,917 \cdot 0,0635 \text{ m}}{343,0704 \times 10^{-7} \frac{\text{N}\cdot\text{s}}{\text{m}^2}} \\
 &= 6408,996
 \end{aligned}$$

3) Perhitungan Beban Panas per Tube (q_i)

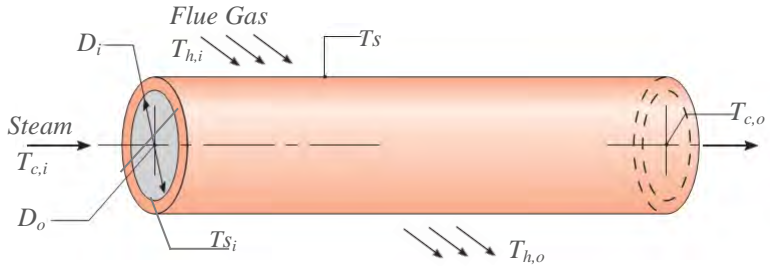
Besarnya beban panas yang dipindahkan dari gas buang ke uap yang ada dalam *reheater tube* akan didapatkan dalam persamaan energi sebagai berikut:

$$\begin{aligned}
 q &= \dot{m}_c \cdot Cp_c \cdot (T_{c,o} - T_{c,i}) \\
 &= 259784 \frac{\text{Kg}}{\text{H}} \cdot \frac{\text{H}}{3600 \text{ s}} \cdot 2,206 \frac{\text{kJ}}{\text{kg} \cdot \text{K}} \cdot (812,362 - 803,895) \text{K} \\
 &= 1347,86 \text{ kW} \\
 &= 1347860 \text{ W}
 \end{aligned}$$

Maka beban panas tiap *tube* dapat dihitung dengan persamaan:

$$\begin{aligned}
 q_t &= \frac{q}{N_T} \\
 &= \frac{1347860 \text{ W}}{580} \\
 &= 2323,925 \text{ W}
 \end{aligned}$$

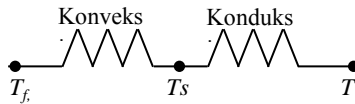
- 4) Perhitungan Prandtl Number pada *Surface* (Pr_s)
 Untuk memperoleh nilai Pr_s harus mengetahui temperatur *surface* (T_s) terlebih dahulu melakukan perhitungan sebagai berikut:



Gambar 4.1 Perpindahan Panas yang Terjadi pada *Reheater Tube*

Perhitungan mencari Pr_s menggunakan asumsi:

- Radiasi diabaikan
- Hambatan kontak diabaikan
- Kondisi tunak (*steady state*)
- Kondisi satu dimensi arah radial



Keterangan:

$T_{f,c}$: temperatur *steam* dalam *tube* (K)

$T_{s,i}$: temperatur *surface* di dalam *tube* (K)

T_s : temperatur *surface* di luar *tube* (K)

$T_{f,c}$: $T_{s,i}$

Nilai konduktifitas termal (k) dapat dicari pada *Appendix A* tabel A.1 *Thermophysical Properties of Selected Metallic Solids* dari buku *Fundamentals of Heat and Mass Transfer, 7th Edition* by F.P Incropera; 1891 pada $T_{f,c}$ dan bahan *tube* berupa *carbon steel* (STBA 24) dengan cara interpolasi.

Namun, karena pada tabel tidak terdapat *carbon steel* (STBA 24) maka dapat diasumsikan bahan *tube* berupa *carbon steel: plain carbon* dan didapatkan:

$$k_{tube} = 38,878 \frac{W}{m \cdot K}$$

Maka T_s dapat dihitung menggunakan persamaan:

$$\begin{aligned} q_t &= \frac{T_s - T_{f,steam}}{\frac{\ln \frac{r_o}{r_i}}{2 \cdot \pi \cdot k_{tube} \cdot L} + \frac{1}{2 \cdot \pi \cdot r_i \cdot L \cdot h_i}} \\ T_s &= T_{f,s} + q_t \left(\frac{\ln \frac{r_o}{r_i}}{2 \cdot \pi \cdot k_{tube} \cdot L} + \frac{1}{2 \cdot \pi \cdot r_i \cdot L \cdot h_i} \right) \\ &= 808,129 K + 2323,925 \frac{W}{m \cdot K} \left(\frac{\ln \frac{0,03175 m}{0,02735 m}}{2 \cdot \pi \cdot 38,878 \frac{W}{m \cdot K} \cdot \frac{51,03}{12} m} + \frac{1}{2 \cdot \pi \cdot 0,02735 m \cdot \frac{51,03}{12} m \cdot 43,246 \frac{W}{m^2 \cdot K}} \right) \\ &= 808,129 K + 73,905 K \\ &= 882,034 K \end{aligned}$$

Prandlt number pada *surface* (Pr_s) dapat dicari dengan bantuan tabel A-4 *Thermophysical Properties of Gases at Atmospheric Pressure* pada Appendix A buku *Fundamental of Heat and Mass Transfer, 7th Edition* by Incropera, dimana sifat – sifat gas pada temperatur *surface* pada *reheater tube*:

Tabel 4.10 Pr pada Temperatur Surface

Properties	CO ₂	H ₂ O	N ₂	O ₂
Pr_s	0,719	1,026	0,719	0,74

Untuk mengetahui besar Pr_s dapat dicari dengan cara memperhitungkan persentase massa masing – masing gas.

$$\begin{aligned} Pr_s &= (Pr_s CO_2) \cdot (\% CO_2) + (Pr_s H_2O) \cdot (\% H_2O) \\ &\quad + (Pr_s N_2) \cdot (\% N_2) + (Pr_s O_2) \cdot (\% O_2) \\ &= (0,719) \cdot (12,727) + (1,026) \cdot (10,488) + \\ &\quad (0,719) \cdot (73,239) + (0,74) \cdot (3,545) \\ &= 0,752 \end{aligned}$$

5) Perhitungan Nusselt Number (Nu)

Dengan $Re_{Dmax} = 6205,4834$ maka menggunakan korelasi yang direkomendasikan untuk semua jajaran pipa yaitu korelasi Zukauskas.

$$Nu_D = C_1 \cdot Re_{Dmax}^m \cdot Pr^{0,36} \cdot \left(\frac{Pr}{Pr_s} \right)^{\frac{1}{4}}$$

Dengan syarat

$$\left[\begin{array}{l} N_L \geq 20 \\ 0,7 \leq Pr \leq 500 \\ 10 \leq Re_{D,max} \leq 2 \cdot 10^6 \end{array} \right]$$

Untuk mendapatkan nilai Nu_D maka harus mendapatkan semua properties yang dibutuhkan dalam persamaan tersebut. Khusus nilai C_1 dan m didapatkan dari tabel 7.5 *Constants of Equation 7.58 for Tube Bank in Cross Flow* dari buku *Fundamentals of Heat and Mass Transfer, 7th Edition* by F.P Incropera pada jajaran pipa tipe *Aligned* dan $\frac{ST}{SL} = 1$ didapatkan:

$$\begin{aligned} C_1 &= 0,27 \\ m &= 0,63 \end{aligned}$$

Setelah semua *properties* untuk mencari Nu_D diketahui, maka substitusikan *properties* tersebut ke persamaan:

$$Nu_D = C_1 \cdot Re_{Dmax}^m \cdot Pr^{0,36} \cdot \left(\frac{Pr}{Pr_s} \right)^{\frac{1}{4}}$$

$$= 0,27 \cdot 6408,996^{0,63} \cdot 0,7471^{0,36} \cdot \left(\frac{0,7471}{0,752} \right)^{\frac{1}{4}}$$

$$= 60,712$$

- 6) Perhitungan koefisien perpindahan panas di luar pipa (h_o)

$$h_o = \frac{Nu_D \cdot k_g}{D_o}$$

$$= \frac{60,712 \cdot 99,502 \cdot 10^{-3} \frac{W}{m \cdot K}}{0,0635 m}$$

$$= 95,134 \frac{W}{m^2 \cdot K}$$

4.3.3 Perhitungan Overall Heat Transfer Coefficient (UA)

Untuk perhitungan *overall heat transfer coefficient* (UA) menggunakan nilai k_{tube} diperoleh dari $T_s = 882,034 K$ dengan bantuan tabel A.1 *Thermophysical Properties of Matter* menggunakan material *carbon steel*, sehingga $k_{tube} = 35,959 (W/m.K)$, sehingga UA dapat dihitung dengan persamaan:

$$\frac{1}{UA} = \frac{1}{h_{in} A_{in}} + \frac{\ln(D_{out}/D_{in})}{2\pi K_{tube} L_p} + \frac{1}{h_o A_o}$$

$$\frac{1}{UA} = \frac{1}{43,246 \frac{W}{m^2 \cdot K} \cdot 8,764 m^2} + \frac{\ln\left(\frac{0,0635}{0,0547}\right)}{2 \cdot \pi \cdot 35,959 \frac{W}{m \cdot K} \cdot 51,03 m}$$

$$+ \frac{1}{95,134 \frac{W}{m^2 \cdot K} \cdot 10,174 m^2}$$

$$\frac{1}{UA} = \frac{1}{0,003684 \frac{W}{K}}$$

$$UA = 271,428 \frac{W}{K}$$

Jadi, nilai UA adalah:

$$UA \times N = 271,428 \text{ W/K} \times 580 = 157428,335 \text{ W/K}$$

Untuk mencari heat capacity, didapat :

$$C_c = \dot{m}_c \cdot C_{p_c}$$

$$C_c = 72,1622 \text{ kg/s} \cdot 2206 \text{ J/kg} \cdot K$$

$$C_c = 159189,862 \text{ J/s} \cdot K$$

$$C_h = \dot{m}_h \cdot C_{p_h}$$

$$C_h = 108,055 \text{ kg/s} \cdot 1234,323 \text{ J/kg} \cdot K$$

$$C_h = 133375,535 \text{ J/s} \cdot K$$

Sehingga, nilai C_r dapat diperoleh dari persamaan:

$$C_r = \frac{C_{min}}{C_{max}}$$

$$C_r = \frac{133375,535 \text{ J/s} \cdot K}{159189,862 \text{ J/s} \cdot K}$$

$$C_r = 0,837$$

4.3.4 Perhitungan Nilai *Number of Transfer Unit* (NTU)

$$NTU = \frac{UA}{C_{min}}$$

$$NTU = \frac{157428,335 \text{ W/K}}{133375,535 \text{ J/s} \cdot K}$$

$$NTU = 1,180$$

4.3.5 Perhitungan Nilai *Effectiveness* (ϵ)

Nilai *effectiveness* dapat dilihat pada tabel 11.3 *Heat Exchanger Effectiveness Relations* dari buku *Fundamentals of Heat and Mass Transfer, 7th Edition by F.P Incropera*.

Flow Arrangement	Relation	
Parallel flow	$\epsilon = \frac{1 - \exp[-NTU(1 + C_r)]}{1 + C_r}$	(11.28a)
Counterflow	$\epsilon = \frac{1 - \exp[-NTU(1 - C_r)]}{1 - C_r \exp[-NTU(1 - C_r)]}$	$(C_r < 1)$
	$\epsilon = \frac{NTU}{1 + NTU}$	$(C_r = 1)$ (11.29a)
Shell-and-tube		
One shell pass (2, 4, ... tube passes)	$\epsilon_1 = 2 \left\{ 1 + C_r + (1 + C_r^2)^{1/2} \times \frac{1 + \exp[-(NTU)_1(1 + C_r^2)^{1/2}]}{1 - \exp[-(NTU)_1(1 + C_r^2)^{1/2}]} \right\}^{-1}$	(11.30a)
n shell passes ($2n, 4n, \dots$ tube passes)	$\epsilon = \left[\left(\frac{1 - \epsilon_1 C_r}{1 - \epsilon_1} \right)^n - 1 \right] \left[\left(\frac{1 - \epsilon_1 C_r}{1 - \epsilon_1} \right)^n - C_r \right]^{-1}$	(11.31a)
Cross-flow (single pass)		
Both fluids unmixed	$\epsilon = 1 - \exp \left[\left(\frac{1}{C_r} \right) (NTU)^{0.22} \{ \exp[-C_r(NTU)^{0.78}] - 1 \} \right]$	(11.32)
C_{\max} (mixed), C_{\min} (unmixed)	$\epsilon = \left(\frac{1}{C_r} \right) (1 - \exp[-C_r \{ 1 - \exp(-NTU) \}])$	(11.33a)
C_{\min} (mixed), C_{\max} (unmixed)	$\epsilon = 1 - \exp(-C_r^{-1} \{ 1 - \exp[-C_r(NTU)] \})$	(11.34a)
All exchangers ($C_r = 0$)	$\epsilon = 1 - \exp(-NTU)$	(11.35a)

Karena pada *reheater* aliran yang terjadi *cross-flow* maka didapatkan:

$$\epsilon = 1 - \exp(-Cr^{-1}\{1 - \exp[-Cr(NTU)]\})$$

$$\epsilon = 1 - \exp(-0,837^{-1}\{1 - \exp[-0,837(1,180)]\})$$

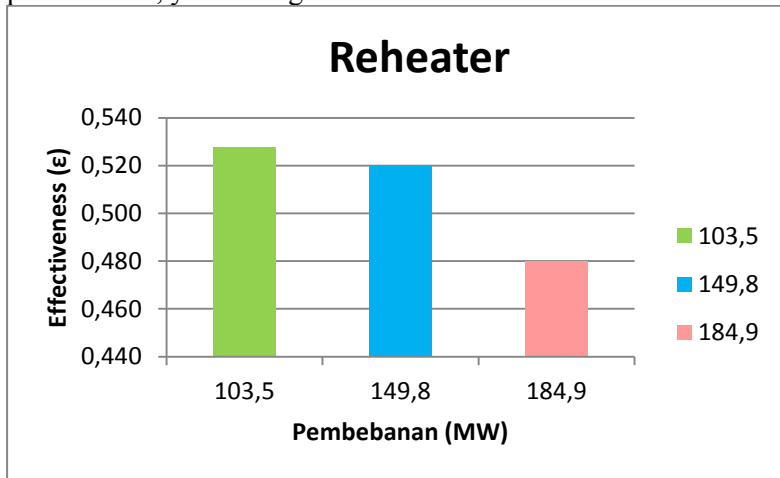
$$\epsilon = 0,527$$

Sehingga pada pembebanan 103,5 MW didapatkan hasil *effectiveness* sebesar 0,547. Dengan demikian didapatkan perbedaan pada perhitungan nilai *effectiveness* pada variasi pembebanan, sebagai berikut:

Tabel 4.11 Hasil *Effectiveness* pada *Reheater* dengan Variasi Pembebanan

Reheater	Cr	NTU	ϵ
103,5 MW	0,873	1,180	0,527
149,8 MW	0,768	1,079	0,520
184,9 MW	0,724	0,885	0,480

Selanjutnya bentuk grafik *effectiveness* terhadap variasi pembebanan, yaitu sebagai berikut :



Gambar 4.2 Grafik *Effectiveness* Terhadap Pembebanan

Dari grafik *effectiveness* diatas dengan fungsi pembebanan terlihat bahwa *effectiveness* yang terbaik pada pembebanan 103,5 MW.

4.4 Analisa Hasil Perhitungan

Dari hasil perhitungan ini tingkat *effectiveness* tertinggi berada pada pembebanan 103,5 MW. Hal ini disebabkan karena nilai rata-rata NTU yang tinggi dibandingkan pada kondisi pembebanan yang lain. Selain itu ada salah satu faktor yang sangat berpengaruh terhadap perubahan *effectiveness* yaitu nilai Cr. Semakin kecil nilai Cr maka semakin baik nilai *effectiveness*nya. Nilai Cr ini dipengaruhi nilai Cmin dan nilai Cmax, nilai Cr yang tinggi didapatkan apabila nilai Cmin yang kecil dan nilai Cmax yang cenderung besar. Cmin kecil didapatkan dari massa air yang relatif kecil atau temperatur yang rendah tetapi tetap pada temperatur kerjanya tetapi tetap pada temperatur kerjanya sehingga didapatkan Cp yang tidak terlalu tinggi. Sedangkan nilai Cmax yang besar, bisa diperoleh dari massa gas buang yang lebih banyak dan temperatur cenderung

tinggi. Dari temperatur yang relatif tinggi tersebut akan didapatkan nilai C_p yang cenderung tinggi pula.

BAB V

PENUTUP

5.1 Kesimpulan

1. Nilai *effectiveness* reheater tertinggi berada pada kondisi pembebanan 103,5 MW yaitu sebesar 0,527 dengan pencapaian nilai NTU sebesar 1,180 dan Cr sebesar 0,873.
2. Nilai *effectiveness* reheater terendah berada pada kondisi pembebanan 184,9 MW yaitu sebesar 0,480 dengan pencapaian nilai NTU sebesar 0,885 dan Cr sebesar 0,724.

5.2 Saran

Saran yang mungkin dapat diangkat dalam Tugas Akhir ini adalah berdasarkan nilai NTU, perbandingan massa gas buang dengan massa air yang sesuai dan temperatur yang sesuai dengan kemampuan instalasi sehingga dapat menghasilkan nilai *effectiveness* yang maksimal. Semoga pada penelitian-penelitian boiler yang lain, mampu memberikan hasil yang lebih akurat. Selain itu, semoga tugas akhir ini mampu dijadikan referensi kepada peneliti lain untuk meneliti performa boiler, serta memberikan manfaat kepada pihak PLTU Unit 3, PT PJB UP Gresik untuk mengetahui kondisi boiler yang optimal.

(Halaman ini sengaja dikosongkan)

LAMPIRAN 1

DATA SHEET

Date : February 2015

Location : PLTU UNIT 3

Description	Units	02/02/2015 23:00	02/02/2015 16:00	02/02/2015 18:00
GENERATOR LOAD	MW	103,5815582	149,8087463	184,9514008
REHEAT IN STEAM TEMP (RH IN)	°C	530,895752	535,2174072	534,885437
	K	803,895752	808,2174072	807,885437
REHEAT OUT STEAM TEMP (RH OUT)	°C	539,3206177	539,5899658	539,6373291
	K	812,3206177	812,5899658	812,6373291
MAIN STEAM FLOW	Kg/H	259784	381536	566202
	Kg/s	72,162	105,982	157,278
BURNER FUEL GAS FLOW	Nm ³ /H	24186,97461	34443,11328	41934,42578
REHEATER PRESSURE	kg/cm ² g	15,4	23	34,7
FLUE GAS FLOW (AIR PREHEATER OUTLET)	kg/H	389000	524800	737500

FLUE GAS TEMP INLET	°C	693	761	851
	K	966	1034	1124
FLUE GAS TEMP OUTLET	°C	365	377	396
	K	638	650	669

Keterangan :

*Data didapatkan dari
Rendal Operation PLTU
Unit III-IV*

D inside	m	0,0547	0,0547	0,0547
D outside	m	0,0635	0,0635	0,0635
ST dan SL	m	0,189	0,189	0,189
NI		580	580	580
L	m	51,03	51,03	51,03

LAMPIRAN 2 Tables of the properties of steam are taken directly from Chapter 5.5.3 of the Heat Exchanger Design Handbook, 1986, by C. F. Beaton.

t (°C)	10.0 bar				
	$v \times (10^3)$	ρ	h	u	s
260	237.79	4.2055	2963.9	2726.1	6.9652
265	240.34	4.1608	2974.9	2734.5	6.9856
270	242.88	4.1173	2985.8	2742.9	7.0058
275	245.41	4.0748	2996.6	2751.2	7.0257
280	247.93	4.0334	3007.5	2759.6	7.0454
285	250.44	3.9930	3018.3	2767.9	7.0648
290	252.94	3.9534	3029.1	2776.1	7.0841
295	255.44	3.9148	3039.8	2784.4	7.1031
300	257.93	3.8771	3050.6	2792.7	7.1219
305	260.41	3.8401	3061.3	2800.9	7.1406
310	262.88	3.8040	3072.0	2809.1	7.1590
315	265.35	3.7686	3082.7	2817.4	7.1773
320	267.81	3.7340	3093.4	2825.6	7.1954
325	270.27	3.7001	3104.1	2833.8	7.2133
330	272.72	3.6668	3114.7	2842.0	7.2311
335	275.16	3.6342	3125.4	2850.2	7.2486
340	277.60	3.6023	3136.1	2858.5	7.2661
345	280.04	3.5710	3146.7	2866.7	7.2834
350	282.47	3.5402	3157.3	2874.9	7.3005
355	284.90	3.5101	3168.0	2883.1	7.3175
360	287.32	3.4804	3178.6	2891.3	7.3344
365	289.74	3.4514	3189.3	2899.5	7.3511
370	292.16	3.4228	3199.9	2907.7	7.3678
375	294.57	3.3948	3210.5	2916.0	7.3842
380	296.98	3.3673	3221.2	2924.2	7.4006
385	299.38	3.3402	3231.8	2932.4	7.4168
390	301.79	3.3136	3242.5	2940.7	7.4329
395	304.19	3.2875	3253.1	2948.9	7.4489
400	306.58	3.2617	3263.8	2957.2	7.4648
410	311.37	3.2116	3285.1	2973.7	7.4963
420	316.15	3.1631	3306.5	2990.3	7.5273
430	320.92	3.1161	3327.8	3006.9	7.5579
440	325.68	3.0705	3349.3	3023.6	7.5882
450	330.43	3.0263	3370.7	3040.3	7.6180
460	335.18	2.9835	3392.2	3057.0	7.6475
470	339.92	2.9419	3413.7	3073.8	7.6767
480	344.65	2.9015	3435.3	3090.6	7.7055
490	349.38	2.8622	3456.9	3107.5	7.7340
500	354.10	2.8241	3478.6	3124.5	7.7622
520	363.53	2.7508	3522.0	3158.5	7.8177
540	372.94	2.6814	3565.7	3192.8	7.8721
560	382.34	2.6155	3609.6	3227.2	7.9254
580	391.72	2.5528	3653.7	3262.0	7.9778
600	401.09	2.4932	3698.1	3297.0	8.0292
620	410.45	2.4363	3742.7	3332.2	8.0797
640	419.81	2.3821	3787.5	3367.7	8.1293
660	429.15	2.3302	3832.6	3403.4	8.1782
680	438.48	2.2806	3877.9	3439.5	8.2263
700	447.81	2.2331	3923.6	3475.7	8.2736
720	457.13	2.1876	3969.4	3512.3	8.3203
740	466.45	2.1439	4015.6	3549.1	8.3663
760	475.76	2.1019	4062.0	3586.2	8.4116
t (°C)	20 bar ($t_s = 212.417^\circ\text{C}$)				
	$v \times (10^3)$	ρ	h	u	s
140	1.07866	927.07	590.31	588.15	1.73766
145	1.08395	922.55	611.75	609.59	1.78925
150	1.08942	917.92	633.26	631.08	1.84037
155	1.09507	913.18	654.82	652.63	1.89104
160	1.10092	908.33	676.46	674.26	1.94128
165	1.10698	903.36	698.16	695.95	1.99110
170	1.11325	898.27	719.94	717.72	2.04053
175	1.11974	893.06	741.80	739.56	2.08958
180	1.12647	887.73	763.75	761.50	2.13829
185	1.13344	882.27	785.80	783.53	2.18666
190	1.14067	876.68	807.94	805.66	2.23473
195	1.14817	870.95	830.19	827.85	2.28252
200	1.15596	865.08	852.56	850.25	2.33005
205	1.16405	859.07	875.06	872.73	2.37735
210	1.17248	852.89	897.69	895.35	2.42444
215	1.18126	846.46	920.44	918.04	2.47133
220	1.19040	839.79	943.29	940.77	2.51803
225	1.19991	832.89	966.24	963.50	2.56453
230	1.20980	825.75	989.29	986.22	2.61083
235	1.22008	818.36	1012.44	1008.94	2.65693
240	1.23076	810.71	1035.69	1031.66	2.70283
245	1.24184	802.81	1059.04	1054.38	2.74853
250	1.25332	794.65	1082.49	1077.09	2.79403
255	1.26520	786.24	1106.04	1100.00	2.83933
260	1.27748	777.58	1129.69	1123.00	2.88443
265	1.29016	768.67	1153.44	1146.00	2.92933
270	1.30324	759.51	1177.29	1169.00	2.97403
275	1.31672	750.10	1201.24	1192.00	3.01853
280	1.33060	740.44	1225.29	1215.00	3.06283
285	1.34488	730.53	1249.44	1238.00	3.10693
290	1.35956	720.37	1273.69	1261.00	3.15083
295	1.37464	710.00	1298.04	1284.00	3.19453
300	1.39012	699.41	1322.49	1307.00	3.23803
305	1.40600	688.59	1347.04	1330.00	3.28133
310	1.42228	677.53	1371.69	1353.00	3.32443
315	1.43896	666.24	1396.44	1376.00	3.36733
320	1.45604	654.71	1421.29	1399.00	3.41003
325	1.47352	642.94	1446.24	1422.00	3.45253
330	1.49140	630.93	1471.29	1445.00	3.49483
335	1.50968	618.67	1496.44	1468.00	3.53693
340	1.52836	606.16	1521.69	1491.00	3.57883
345	1.54744	593.41	1547.04	1514.00	3.62053
350	1.56692	580.41	1572.49	1537.00	3.66203
355	1.58680	567.16	1598.04	1560.00	3.70333
360	1.60708	553.66	1623.69	1583.00	3.74443
365	1.62776	539.91	1649.44	1606.00	3.78533
370	1.64884	525.91	1675.29	1629.00	3.82603
375	1.67032	511.66	1701.24	1652.00	3.86653
380	1.69220	497.16	1727.29	1675.00	3.90683
385	1.71448	482.41	1753.44	1698.00	3.94693
390	1.73716	467.41	1779.69	1721.00	3.98683
395	1.76024	452.16	1806.04	1744.00	4.02653
400	1.78372	436.66	1832.49	1767.00	4.06603
405	1.80760	420.91	1859.04	1790.00	4.10533
410	1.83188	404.91	1885.69	1813.00	4.14443
415	1.85656	388.66	1912.44	1836.00	4.18333
420	1.88164	372.16	1939.29	1859.00	4.22203
425	1.90712	355.41	1966.24	1882.00	4.26053
430	1.93300	338.41	1993.29	1905.00	4.29883
435	1.95928	321.16	2020.44	1928.00	4.33693
440	1.98596	303.66	2047.69	1951.00	4.37483
445	2.01304	285.91	2075.04	1974.00	4.41253
450	2.04052	267.91	2102.49	1997.00	4.45003
455	2.06840	249.66	2130.04	2020.00	4.48733
460	2.09668	231.16	2157.69	2043.00	4.52443
465	2.12536	212.41	2185.44	2066.00	4.56133
470	2.15444	193.41	2213.29	2089.00	4.59803
475	2.18392	174.16	2241.24	2112.00	4.63453
480	2.21380	154.66	2269.29	2135.00	4.67083
485	2.24408	134.91	2297.44	2158.00	4.70693
490	2.27476	114.91	2325.69	2181.00	4.74283
495	2.30584	94.66	2354.04	2204.00	4.77853
500	2.33732	74.16	2382.49	2227.00	4.81403
505	2.36920	53.41	2411.04	2250.00	4.84933
510	2.40148	32.41	2439.69	2273.00	4.88443
515	2.43416	11.16	2468.44	2296.00	4.91933
520	2.46724		2497.29	2319.00	4.95403
525	2.50072		2526.24	2342.00	4.98853
530	2.53460		2555.29	2365.00	5.02283
535	2.56888		2584.44	2388.00	5.05693
540	2.60356		2613.69	2411.00	5.09083
545	2.63864		2643.04	2434.00	5.12453
550	2.67412		2672.49	2457.00	5.15803
555	2.70999		2702.04	2480.00	5.19133
560	2.74626		2731.69	2503.00	5.22443
565	2.78293		2761.44	2526.00	5.25733
570	2.81999		2791.29	2549.00	5.29003
575	2.85745		2821.24	2572.00	5.32253
580	2.89531		2851.29	2595.00	5.35483
585	2.93357		2881.44	2618.00	5.38693
590	2.97223		2911.69	2641.00	5.41883
595	3.01129		2942.04	2664.00	5.45053
600	3.05075		2972.49	2687.00	5.48203
605	3.09061		3003.04	2710.00	5.51333
610	3.13087		3033.69	2733.00	5.54443
615	3.17153		3064.44	2756.00	5.57533
620	3.21259		3095.29	2779.00	5.60603
625	3.25405		3126.24	2802.00	5.63653
630	3.29591		3157.29	2825.00	5.66683
635	3.33817		3188.44	2848.00	5.69693
640	3.38083		3219.69	2871.00	5.72683
645	3.42389		3251.04	2894.00	5.75653
650	3.46735		3282.49	2917.00	5.78603
655	3.51121		3314.04	2940.00	5.81533
660	3.55547		3345.69	2963.00	5.84443
665	3.60013		3377.44	2986.00	5.87333
670	3.64519		3409.29	3009.00	5.90203
675	3.69065		3441.24	3032.00	5.93053
680	3.73651		3473.29	3055.00	5.95883
685	3.78277		3505.44	3078.00	5.98693
690	3.82943		3537.69	3101.00	6.01483
695	3.87649		3570.04	3124.00	6.04253
700	3.92395		3602.49	3147.00	6.07003

t (°C)	10.0 bar				
	v (×10 ³)	ρ	h	u	s
780	485.06	2.0616	4108.6	3623.6	8.4563
800	494.36	2.0228	4155.5	3661.2	8.5005
850	517.6	1.9320	4274.0	3756.4	8.6084
900	540.8	1.8491	4394.2	3853.4	8.7130
950	564.0	1.7730	4516.0	3951.9	8.8147
1000	587.2	1.7030	4639.3	4052.1	8.9136
1100	633.5	1.5785	4890.8	4257.3	9.1037
1200	679.8	1.4710	5148.2	4468.4	9.2846
1300	726.1	1.3772	5411.2	4685.1	9.4573
1400	772.4	1.2947	5679.4	4907.0	9.6225
1500	818.6	1.2216	5952.3	5133.7	9.7811
1600	864.8	1.1563	6229.6	5364.8	9.9331
1700	911.0	1.0976	6511.0	5599.9	10.0794
1800	957.2	1.0447	6796.1	5838.8	10.2203
1900	1003.4	0.9966	7084.6	6081.2	10.3563
2000	1049.6	0.9527	7376.3	6326.7	10.4875
20 bar (t = 212.47 °C)					
t (°C)	v (×10 ³)	ρ	h	u	s
t _g	1.17667	849.85	908.69	906.33	2.44714
t _l	99.59	10.041	2798.7	2599.5	0.63006
0	0.99921	100.79	2.00	0.00	0.00000
5	0.99908	100.92	23.01	0.01	0.07623
10	0.99935	101.00	43.94	0.01	0.17079
15	0.99988	100.002	64.83	62.83	0.22393
20	1.00090	99.910	85.71	83.71	0.29579
25	1.00309	99.792	106.60	104.60	0.36643
30	1.00351	99.650	127.49	125.48	0.43042
35	1.00366	99.487	148.38	146.37	0.50453
40	1.00370	99.304	169.27	167.25	0.57515
45	1.00905	99.104	190.16	188.14	0.63768
50	1.01127	98.886	211.04	209.02	0.70282
55	1.01366	98.652	231.93	229.90	0.76696
60	1.01623	984.03	252.82	250.78	0.83014
65	1.01896	981.39	273.71	271.68	0.89240
70	1.02180	978.62	294.62	292.58	0.94934
75	1.02490	975.71	315.54	313.49	1.00430
80	1.02810	972.67	336.44	334.42	1.07401
85	1.03146	969.50	357.48	355.38	1.13295
90	1.03497	966.22	378.43	376.36	1.19115
95	1.03863	962.89	399.44	397.37	1.24862
100	1.04244	959.28	420.49	418.41	1.30540
105	1.04641	955.64	441.57	439.48	1.36152
110	1.05054	951.89	462.69	460.59	1.41700
115	1.05482	948.03	483.85	481.74	1.47186
120	1.05926	944.06	505.05	502.93	1.52613
125	1.06386	939.97	526.29	524.16	1.57982
130	1.06862	935.78	547.56	545.44	1.63285
135	1.07356	931.48	568.92	566.77	1.68556
20 bar					
t (°C)	v (×10 ³)	ρ	h	u	s
395	149.94	6.669	3236.5	2936.6	7.1104
400	151.19	6.614	3247.5	2945.1	7.1269
410	153.68	6.507	3269.5	2962.2	7.1594
420	156.12	6.404	3291.6	2979.3	7.1914
430	158.65	6.304	3313.6	2996.5	7.2229
440	161.27	6.208	3335.6	3013.4	7.2538
450	163.52	6.115	3357.5	3030.5	7.2845
460	165.97	6.025	3379.5	3047.6	7.3148
470	168.40	5.938	3401.5	3064.7	7.3446
480	170.83	5.854	3423.5	3081.9	7.3740
490	173.25	5.772	3445.6	3099.1	7.4031
500	175.67	5.693	3467.7	3116.3	7.4318
520	180.49	5.561	3511.9	3150.9	7.4882
540	185.87	5.387	3556.2	3185.6	7.5435
560	190.89	5.261	3600.7	3220.6	7.5975
580	194.84	5.132	3645.4	3255.7	7.6505
600	199.60	5.010	3690.2	3291.0	7.7024
620	204.35	4.897	3735.3	3326.6	7.7535
640	209.08	4.788	3780.5	3362.4	7.8036
660	213.81	4.682	3826.0	3398.4	7.8528
680	218.53	4.5760	3871.7	3434.6	7.9013
700	223.25	4.4794	3917.6	3471.1	7.9494

LAMPIRAN 3 Tables of the properties of steam are taken directly from Chapter 5.5.3 of the Heat Exchanger Design Handbook, 1986, by C. F. Beaton.

250	111.41	8.976	2901.6	2678.8	6.5438	720	227.95	4.3869	3963.8	3507.9	7.9959
255	112.88	8.859	2914.3	2688.5	6.5679	740	232.65	4.2982	4012.4	3542.49	8.0432
260	114.33	8.747	2926.8	2698.1	6.5915	760	237.35	4.2132	4056.9	3582.2	8.0878
265	115.77	8.638	2939.2	2707.6	6.6146	780	242.04	4.1316	4103.8	3619.7	8.1328
270	117.19	8.534	2951.4	2717.0	6.6373	800	246.73	4.0531	4150.9	3657.5	8.1771
275	118.59	8.432	2963.5	2726.4	6.6595	850	258.42	3.8696	4269.9	3753.1	8.2855
280	119.98	8.334	2975.6	2735.6	6.6814	900	270.10	3.7023	4390.5	3850.3	8.3905
285	121.37	8.240	2987.5	2744.8	6.7028	950	281.76	3.5491	4512.7	3949.1	8.4925
290	122.74	8.147	2999.3	2753.8	6.7239	1000	293.41	3.4082	4636.4	4049.5	8.5916
295	124.10	8.058	3011.1	2762.9	6.7447	1100	316.67	3.1579	4888.4	4255.0	8.7821
300	125.45	7.971	3022.7	2771.8	6.7651	1200	339.89	2.9421	5146.2	4466.4	8.9633
305	126.79	7.887	3034.3	2780.8	6.7853	1300	363.09	2.7542	5409.5	4683.3	9.1363
310	128.13	7.805	3045.9	2789.6	6.8052	1400	386.27	2.5889	5678.0	4905.4	9.3017
315	129.45	7.725	3057.4	2798.5	6.8248	1500	409.43	2.4424	5951.1	5132.3	9.4603
320	130.77	7.647	3068.8	2807.3	6.8441	1600	432.58	2.3117	6228.7	5363.5	9.6125
325	132.09	7.571	3080.2	2816.0	6.8633	1700	455.72	2.1943	6510.2	5598.8	9.7589
330	133.39	7.497	3091.5	2824.8	6.8822	1800	478.85	2.0883	6795.4	5837.7	9.8999
335	134.69	7.424	3102.8	2833.5	6.9008	1900	501.97	1.9921	7084.1	6080.2	10.0359
340	135.99	7.354	3114.1	2842.1	6.9193	2000	525.10	1.9044	7376.0	6325.8	10.1672
345	137.28	7.284	3125.4	2850.8	6.9375						
350	138.56	7.217	3136.6	2859.4	6.9556						
355	139.84	7.151	3147.7	2868.0	6.9735						
360	141.12	7.086	3158.9	2876.7	6.9911						
365	142.39	7.023	3170.0	2885.2	7.0087						
370	143.66	6.961	3181.1	2893.8	7.0260						
375	144.92	6.900	3192.2	2902.4	7.0432						
380	146.18	6.841	3203.3	2911.0	7.0602						
385	147.44	6.782	3214.4	2919.5	7.0771						
390	148.69	6.725	3225.4	2928.0	7.0938						

50 bar ($t_s = 263.977^\circ\text{C}$)					
t ($^\circ\text{C}$)	v ($\times 10^3$)	p	h	u	s
10	0.99794	1002.07	46.85	41.86	0.15050
15	0.99859	1001.41	67.69	62.70	0.22345
20	0.99954	1000.46	88.52	83.53	0.29514
25	1.00074	999.26	109.37	104.36	0.36564
30	1.00218	997.83	130.22	125.21	0.43499
35	1.00383	996.18	151.07	146.05	0.50321
40	1.00568	994.35	171.92	166.89	0.57034
45	1.00772	992.34	192.77	187.73	0.63640
50	1.00994	990.16	213.63	208.58	0.70144
55	1.01233	987.82	234.48	229.42	0.76547
60	1.01489	985.33	255.34	250.26	0.82855
65	1.01760	982.70	276.20	271.11	0.89071
70	1.02048	979.93	297.07	291.97	0.95199
75	1.02351	977.03	317.96	312.85	1.01243
80	1.02669	974.00	338.87	333.74	1.07205
85	1.03002	970.85	359.80	354.65	1.13090
90	1.03351	967.58	380.75	375.59	1.18900
95	1.03714	964.19	401.73	396.55	1.24639
100	1.04093	960.68	422.75	417.54	1.30308
105	1.04487	957.06	443.79	438.57	1.35911
110	1.04895	953.33	464.88	459.63	1.41449
115	1.05320	949.49	486.00	480.73	1.46926
120	1.05759	945.54	507.16	501.87	1.52343
125	1.06215	941.49	528.36	523.05	1.57703
130	1.06686	937.33	549.61	544.28	1.63007
135	1.07174	933.06	570.91	565.55	1.68257
140	1.07679	928.68	592.26	586.88	1.73456
145	1.08202	924.20	613.66	608.25	1.78605
150	1.08742	919.61	635.12	629.68	1.83706
155	1.09300	914.91	656.64	651.17	1.88761
160	1.09878	910.10	678.22	672.73	1.93773
165	1.10475	905.18	699.87	694.35	1.98743
170	1.11093	900.14	721.59	716.04	2.03673
175	1.11733	894.99	743.40	737.81	2.08565
180	1.12395	889.72	765.28	759.66	2.13421
185	1.13081	884.32	787.26	781.60	2.18244
190	1.13792	878.80	809.33	803.64	2.23035
195	1.14529	873.14	831.50	825.78	2.27798
200	1.15293	867.35	853.79	848.03	2.32533
205	1.16088	861.42	876.20	870.40	2.37245
210	1.16913	855.34	898.74	892.89	2.41934
215	1.17772	849.10	921.42	915.53	2.46604
220	1.18666	842.70	944.25	938.32	2.51258
225	1.19599	836.13	967.25	961.27	2.55898
230	1.20573	829.37	990.43	984.40	2.60528
235	1.21592	822.42	1013.81	1007.73	2.65151
240	1.22659	815.27	1037.40	1031.26	2.69770
245	1.23780	807.89	1061.22	1055.03	2.74390
250	1.24958	800.27	1085.30	1079.05	2.79014
255	1.26200	792.39	1109.66	1103.35	2.83649

50 bar ($t_s = 263.977^\circ\text{C}$)					
t ($^\circ\text{C}$)	v ($\times 10^3$)	p	h	u	s
260	1.27513	784.23	1134.33	1127.95	2.88298
265	39.611	25.233	7798.0	2599.9	5.9805
270	40.533	24.671	2818.2	2615.6	6.0179
275	41.399	24.155	2837.5	2630.5	6.0532
280	42.230	23.680	2855.9	2644.8	6.0867
285	43.033	23.238	2873.7	2658.5	6.1186
290	43.812	22.825	2890.8	2671.7	6.1491
295	44.567	22.438	2907.4	2684.5	6.1785
300	45.304	22.073	2923.5	2697.0	6.2067
305	46.021	21.729	2939.2	2709.1	6.2340
310	46.725	21.402	2954.5	2720.9	6.2604
315	47.414	21.091	2969.5	2732.5	6.2860
320	48.091	20.794	2984.3	2743.8	6.3109
325	48.754	20.511	2998.7	2754.9	6.3352
330	49.410	20.239	3012.9	2765.9	6.3585
335	50.053	19.979	3026.9	2776.6	6.3819
340	50.689	19.728	3040.7	2787.2	6.4045
345	51.316	19.487	3054.3	2797.7	6.4266
350	51.93	19.255	3067.7	2808.0	6.4482
355	52.55	19.031	3081.0	2818.2	6.4695
360	53.15	18.814	3094.1	2828.4	6.4903
365	53.75	18.604	3107.2	2838.4	6.5108
370	54.35	18.401	3120.1	2848.3	6.5309
375	54.93	18.203	3132.9	2858.2	6.5507
380	55.52	18.012	3145.5	2868.0	6.5703
385	56.10	17.826	3158.2	2877.7	6.5895
390	56.67	17.646	3170.7	2887.3	6.6084
395	57.24	17.470	3183.1	2896.9	6.6271
400	57.81	17.299	3195.5	2906.5	6.6456
410	58.93	16.969	3220.1	2925.4	6.6818
420	60.04	16.656	3244.4	2944.2	6.7172
430	61.14	16.357	3268.5	2962.8	6.7517
440	62.22	16.072	3292.5	2981.4	6.7856
450	63.30	15.798	3316.3	2999.8	6.8187
460	64.37	15.536	3340.0	3018.2	6.8513
470	65.42	15.285	3363.6	3036.5	6.8833
480	66.48	15.043	3387.1	3054.7	6.9147
490	67.52	14.810	3410.5	3072.9	6.9456
500	68.56	14.586	3433.9	3091.1	6.9760
520	70.62	14.160	3480.5	3127.4	7.0335
540	72.66	13.762	3527.0	3163.7	7.0934
560	74.68	13.390	3573.4	3200.0	7.1498
580	76.69	13.039	3619.8	3236.4	7.2048
600	78.69	12.709	3666.2	3272.8	7.2586
620	80.67	12.396	3712.7	3309.4	7.3112
640	82.64	12.101	3759.3	3346.1	7.3628
660	84.60	11.820	3805.9	3382.9	7.4133
680	86.56	11.553	3852.7	3419.9	7.4630
700	88.50	11.299	3899.7	3457.1	7.5117
720	90.44	11.056	3946.8	3494.5	7.5596
740	92.38	10.825	3994.0	3532.1	7.6067
760	94.31	10.604	4041.5	3570.0	7.6531

LAMPIRAN 4 Tabel A-1 *Thermophysical Properties of Gases at Atmospheric Pressure* pada Appendix A buku *Fundamental of Heat and Mass Transfer, 7th Edition* by Incropera.

TABLE A.1 *Continued*

Composition	Melting Point (K)	Properties at 300 K					Properties at Various Temperatures (K)									
		ρ (kg/m ³)	c_p (J/kg·K)	k (W/m·K)	$\alpha \cdot 10^6$ (m ² /s)		k (W/m·K)/ c_p (J/kg·K)									
							100	200	400	600	800	1000	1200	1500	2000	2500
Gold	1336	19300	129	317	127		327	323	311	298	284	270	255			
							109	124	131	135	140	145	155			
Iridium	2720	22500	130	147	50.3		172	153	144	138	132	126	120	111		
							90	122	133	138	144	153	161	172		
Iron																
Pure	1810	7870	447	80.2	23.1		134	94.0	69.5	54.7	43.3	32.8	28.3	32.1		
							216	384	490	574	680	975	609	654		
Armco (99.75% pure)		7870	447	72.7	20.7		95.6	80.6	65.7	53.1	42.2	32.3	28.7	31.4		
							215	384	490	574	680	975	609	654		
Carbon steels																
Plain carbon (Mn \leq 1%, Si \leq 0.1%)		7854	434	60.5	17.7				56.7	48.0	39.2	30.0				
									487	559	685	1169				
AISI 1010		7832	434	63.9	18.8				58.7	48.8	39.2	31.3				
									487	559	685	1168				
Carbon-silicon (Mn \leq 1%, 0.1% < Si \leq 0.6%)		7817	446	51.9	14.9				49.8	44.0	37.4	29.3				
									501	582	699	971				
Carbon-manganese-silicon (1% < Mn \leq 1.65%, 0.1% < Si \leq 0.6%)		8131	434	41.0	11.6				42.2	39.7	35.0	27.6				
									487	559	685	1090				
Chromium (low) steels																
$\frac{1}{2}$ Cr- $\frac{1}{2}$ Mo-Si (0.18% C, 0.65% Cr, 0.23% Mo, 0.6% Si)		7822	444	37.7	10.9				38.2	36.7	33.3	26.9				
									492	575	688	969				
1 Cr- $\frac{1}{2}$ Mo (0.16% C, 1% Cr, 0.54% Mo, 0.39% Si)		7858	442	42.3	12.2				42.0	39.1	34.5	27.4				
									492	575	688	969				
1 Cr-V (0.2% C, 1.02% Cr, 0.15% V)		7836	443	48.9	14.1				46.8	42.1	36.3	28.2				
									492	575	688	969				

LAMPIRAN 5 Tabel A-4 *Thermophysical Properties of Gases at Atmospheric Pressure* pada Appendix A buku *Fundamental of Heat and Mass Transfer, 7th Edition* by Incropera.

Appendix A ■ Thermophysical Properties of Matter

TABLE A.4 Continued

T (K)	ρ (kg/m ³)	c_p (kJ/kg·K)	$\mu \cdot 10^7$ (N·s/m ²)	$\nu \cdot 10^6$ (m ² /s)	$k \cdot 10^3$ (W/m·K)	$\alpha \cdot 10^6$ (m ² /s)	Pr
Ammonia (NH₃) (continued)							
400	0.5136	2.287	138	26.9	37.0	31.5	0.853
420	0.4888	2.322	145	29.7	40.4	35.6	0.833
440	0.4664	2.357	152.5	32.7	43.5	39.6	0.826
460	0.4460	2.393	159	35.7	46.3	43.4	0.822
480	0.4273	2.430	166.5	39.0	49.2	47.4	0.822
500	0.4101	2.467	173	42.2	52.5	51.9	0.813
520	0.3942	2.504	180	45.7	54.5	55.2	0.827
540	0.3795	2.540	186.5	49.1	57.5	59.7	0.824
560	0.3708	2.577	193	52.0	60.6	63.4	0.827
580	0.3533	2.613	199.5	56.5	63.8	69.1	0.817
Carbon Dioxide (CO₂), $M = 44.01$ kg/kmol							
280	1.9022	0.830	140	7.36	15.20	9.63	0.765
300	1.7730	0.851	149	8.40	16.55	11.0	0.766
320	1.6609	0.872	156	9.39	18.05	12.5	0.754
340	1.5618	0.891	165	10.6	19.70	14.2	0.746
360	1.4743	0.908	173	11.7	21.2	15.8	0.741
380	1.3961	0.926	181	13.0	22.75	17.6	0.737
400	1.3257	0.942	190	14.3	24.3	19.5	0.737
450	1.1782	0.981	210	17.8	28.3	24.5	0.728
500	1.0594	1.02	231	21.8	32.5	30.1	0.725
550	0.9625	1.05	251	26.1	36.6	36.2	0.721
600	0.8826	1.08	270	30.6	40.7	42.7	0.717
650	0.8143	1.10	288	35.4	44.5	49.7	0.712
700	0.7564	1.13	305	40.3	48.1	56.3	0.717
750	0.7057	1.15	321	45.5	51.7	63.7	0.714
800	0.6614	1.17	337	51.0	55.1	71.2	0.716
Carbon Monoxide (CO), $M = 28.01$ kg/kmol							
200	1.6888	1.045	127	7.52	17.0	9.63	0.781
220	1.5341	1.044	137	8.93	19.0	11.9	0.753
240	1.4055	1.043	147	10.5	20.6	14.1	0.744
260	1.2967	1.043	157	12.1	22.1	16.3	0.741
280	1.2038	1.042	166	13.8	23.6	18.8	0.733
300	1.1233	1.043	175	15.6	25.0	21.3	0.730
320	1.0529	1.043	184	17.5	26.3	23.9	0.730
340	0.9909	1.044	193	19.5	27.8	26.9	0.725
360	0.9357	1.045	202	21.6	29.1	29.8	0.725
380	0.8864	1.047	210	23.7	30.5	32.9	0.729
400	0.8421	1.049	218	25.9	31.8	36.0	0.719
450	0.7483	1.055	237	31.7	35.0	44.3	0.714
500	0.67352	1.065	254	37.7	38.1	53.1	0.710
550	0.61226	1.076	271	44.3	41.1	62.4	0.710
600	0.56126	1.088	286	51.0	44.0	72.1	0.707

LAMPIRAN 6 tabel A-4 *Thermophysical Properties of Gases at Atmospheric Pressure* pada Appendix A buku *Fundamental of Heat and Mass Transfer, 7th Edition* by Incropera.

TABLE A.4 *Continued*

T (K)	ρ (kg/m ³)	c_p (kJ/kg·K)	$\mu \cdot 10^7$ (N·s/m ²)	$\nu \cdot 10^6$ (m ² /s)	$k \cdot 10^3$ (W/m·K)	$\alpha \cdot 10^6$ (m ² /s)	Pr
Hydrogen (H₂) (continued)							
600	0.04040	14.55	142.4	352	305	519	0.678
700	0.03463	14.61	157.8	456	342	676	0.675
800	0.03030	14.70	172.4	569	378	849	0.670
900	0.02694	14.83	186.5	692	412	1030	0.671
1000	0.02424	14.99	201.3	830	448	1230	0.673
1100	0.02204	15.17	213.0	966	488	1460	0.662
1200	0.02020	15.37	226.2	1120	528	1700	0.659
1300	0.01865	15.59	238.5	1279	568	1955	0.655
1400	0.01732	15.81	250.7	1447	610	2230	0.650
1500	0.01616	16.02	262.7	1626	655	2530	0.643
1600	0.0152	16.28	273.7	1801	697	2815	0.639
1700	0.0143	16.58	284.9	1992	742	3130	0.637
1800	0.0135	16.96	296.1	2193	786	3435	0.639
1900	0.0128	17.49	307.2	2400	835	3730	0.643
2000	0.0121	18.25	318.2	2630	878	3975	0.661
Nitrogen (N₂), $M = 28.01$ kg/kmol							
100	3.4388	1.070	68.8	2.00	9.58	2.60	0.768
150	2.2594	1.050	100.6	4.45	13.9	5.86	0.759
200	1.6883	1.043	129.2	7.65	18.3	10.4	0.736
250	1.3488	1.042	154.9	11.48	22.2	15.8	0.727
300	1.1233	1.041	178.2	15.86	25.9	22.1	0.716
350	0.9625	1.042	200.0	20.78	29.3	29.2	0.711
400	0.8425	1.045	220.4	26.16	32.7	37.1	0.704
450	0.7485	1.050	239.6	32.01	35.8	45.6	0.703
500	0.6739	1.056	257.7	38.24	38.9	54.7	0.700
550	0.6124	1.065	274.7	44.86	41.7	63.9	0.702
600	0.5615	1.075	290.8	51.79	44.6	73.9	0.701
700	0.4812	1.098	321.0	66.71	49.9	94.4	0.706
800	0.4211	1.122	349.1	82.90	54.8	116	0.715
900	0.3743	1.146	375.3	100.3	59.7	139	0.721
1000	0.3368	1.167	399.9	118.7	64.7	165	0.721
1100	0.3062	1.187	423.2	138.2	70.0	193	0.718
1200	0.2807	1.204	445.3	158.6	75.8	224	0.707
1300	0.2591	1.219	466.2	179.9	81.0	256	0.701
Oxygen (O₂), $M = 32.00$ kg/kmol							
100	3.945	0.962	76.4	1.94	9.25	2.44	0.796
150	2.585	0.921	114.8	4.44	13.8	5.80	0.766
200	1.930	0.915	147.5	7.64	18.3	10.4	0.737
250	1.542	0.915	178.6	11.58	22.6	16.0	0.723
300	1.284	0.920	207.2	16.14	26.8	22.7	0.711

LAMPIRAN 7 Tabel A-4 *Thermophysical Properties of Gases at Atmospheric Pressure* pada Appendix A buku *Fundamental of Heat and Mass Transfer, 7th Edition by Incropera*.

TABLE A.4 *Continued*

T (K)	ρ (kg/m ³)	c_p (kJ/kg·K)	$\mu \cdot 10^7$ (N·s/m ²)	$\nu \cdot 10^6$ (m ² /s)	$k \cdot 10^3$ (W/m·K)	$\alpha \cdot 10^6$ (m ² /s)	Pr
Oxygen (O₂) (continued)							
350	1.100	0.929	233.5	21.23	29.6	29.0	0.733
400	0.9620	0.942	258.2	26.84	33.0	36.4	0.737
450	0.8554	0.956	281.4	32.90	36.3	44.4	0.741
500	0.7698	0.972	303.3	39.40	41.2	55.1	0.716
550	0.6998	0.988	324.0	46.30	44.1	63.8	0.726
600	0.6414	1.003	343.7	53.59	47.3	73.5	0.729
700	0.5498	1.031	380.8	69.26	52.8	93.1	0.744
800	0.4810	1.054	415.2	86.32	58.9	116	0.743
900	0.4275	1.074	447.2	104.6	64.9	141	0.740
1000	0.3848	1.090	477.0	124.0	71.0	169	0.733
1100	0.3498	1.103	505.5	144.5	75.8	196	0.736
1200	0.3206	1.115	532.5	166.1	81.9	229	0.725
1300	0.2960	1.125	588.4	188.6	87.1	262	0.721
Water Vapor (Steam), $M = 18.02$ kg/kmol							
380	0.5863	2.060	127.1	21.68	24.6	20.4	1.06
400	0.5542	2.014	134.4	24.25	26.1	23.4	1.04
450	0.4902	1.980	152.5	31.11	29.9	30.8	1.01
500	0.4405	1.985	170.4	38.68	33.9	38.8	0.998
550	0.4005	1.997	188.4	47.04	37.9	47.4	0.993
600	0.3652	2.026	206.7	56.60	42.2	57.0	0.993
650	0.3380	2.056	224.7	66.48	46.4	66.8	0.996
700	0.3140	2.085	242.6	77.26	50.5	77.1	1.00
750	0.2931	2.119	260.4	88.84	54.9	88.4	1.00
800	0.2739	2.152	278.6	101.7	59.2	100	1.01
850	0.2579	2.186	296.9	115.1	63.7	113	1.02

*Adapted from References 8, 14, and 15.